



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK  
TRIACETIN (*TRIACETYL GLYCEROL*) DARI  
PRODUK SAMPING BIODIESEL (*CRUDE  
GLYCEROL*)**

Melinda Nur Fauziah  
NRP. 02211640000083  
Farid Ramadhan  
NRP. 02211640000174

Dosen Pembimbing :  
Dr. Ir. Susianto, DEA  
NIP. 1962 08 20 1989 03 1 004  
Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.  
NIP. 1976 10 20 2005 01 2 001

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



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803**

**PRA DESAIN PABRIK  
TRIACETIN (*TRIACETYL GLYCEROL*) DARI  
PRODUK SAMPING BIODIESEL (*CRUDE  
GLYCEROL*)**

**Melinda Nur Fauziah  
NRP. 0221164000083  
Farid Ramadhan  
NRP. 0221164000174**

**Dosen Pembimbing :  
Dr. Ir. Susianto, DEA  
NIP. 1962 08 20 1989 03 1 004  
Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.  
NIP. 1976 10 20 2005 01 2 001**

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

## LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan Judul :

### “PRA DESAIN PABRIK TRIACETIN (*TRIACETYL GLYCEROL*) DARI PRODUK SAMPING BIODIESEL (*CRUDE GLYCEROL*)”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar sarjana teknik pada program studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :

**Melinda Nur Fauziah**

**022 11640000 083**

**Farid Ramadhan**


**022 11640000 174**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Pra Desain Pabrik :


1. Dr. Ir. Susianto, DEA

  
..... (Pembimbing I)

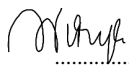
2. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.

  
..... (Pembimbing II)


3. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.

  
..... (Penguji I)

4. Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.

  
..... (Penguji II)

5. Dr. Lailatul Qadariyah, S.T., M.T.

  
..... (Penguji III)



Mengetahui,  
Kepala Departemen Teknik Kimia

  
Dr. Eng. Widiyastuti, ST.,MT  
NIP. 197503062002122002

Surabaya, 10 Agustus 2020

## INTISARI

Biodiesel merupakan salah satu energi alternatif yang diharapkan dapat mengganti bahan bakar solar yang saat ini masih sangat banyak digunakan. Hal ini membuat pemerintah mengadakan Peraturan Presiden Nomor 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional yang menyebutkan pengembangan biodiesel sebagai energi terbarukan akan dilaksanakan selama 25 tahun (GAPKI, 2019). Biodiesel merupakan salah satu bahan bakar alternatif yang diperoleh dari reaksi transesterifikasi antara trigliserida dan alkohol. Selain biodiesel sebagai hasil utama, proses pembuatan biodiesel pada reaksi transesterifikasi trigliserida menghasilkan hasil samping yaitu gliserol (gliserin) kurang lebih 10% dari jumlah biodiesel yang dihasilkan (Khayoon dkk, 2011). Gliserol adalah produk samping dari proses produksi biodiesel dari reaksi transesterifikasi. Saat ini, gliserol belum banyak diolah sehingga masih memiliki nilai jual yang rendah. Oleh karena itu, pengolahan gliserol diperlukan agar dapat mengubah gliserol menjadi produk yang bernilai jual tinggi. Salah satu produk turunan gliserol yakni triacetin. Kegunaan triacetin sendiri cukup banyak di kalangan industri, baik industri makanan maupun non makanan. Kegunaan triacetin banyak digunakan sebagai penambah aroma, platisizer, pelarut, bahan aditif bahan bakar untuk mengurangi knocking pada mesin (menaikkan nilai oktan), serta dapat digunakan sebagai zat aditif untuk biodiesel (Khayoon dkk, 2011). Selain menghasilkan triacetin, produk lain yg dihasilkan dari proses esterifikasi gliserol dan asam asetat adalah diacetin. Diacetin ini pada umumnya digunakan untuk tambahan pada industri semen, cat, dan juga kosmetik. Permintaan akan triacetin akan terus meningkat dalam 5 – 10% per tahun (Kong dkk, 2016). Namun, di Indonesia sendiri belum ada yang mengembangkan triacetin ini.

Di Indonesia masih belum ada pabrik triacetin sehingga nilai produksi dan ekspor triacetin kosong atau tidak ada. Oleh karena itu, digunakan nilai impor sebagai acuan penentuan

kapasitas produksi kami sebagai substitusi impor triacetin Indonesia, yaitu sebesar 46.000 ton/tahun.

Pabrik triacetin ini akan didirikan di Dumai Riau pada tahun 2021. Pemilihan lokasi ini didasarkan pada ketersediaan bahan baku, lokasi pemasaran, sumber energi listrik dan air, sumber tenaga kerja, serta aksesabilitas dan fasilitas transportasi.

Produksi triacetin dari gliserol dilakukan melalui tiga tahap, yaitu pre-treatment, esterifikasi, dan purifikasi.

Di bagian *pre-treatment*, *crude glycerol* dipanaskan hingga bersuhu 111°C. Kemudian memasuki *flash tower*. *Crude glycerol* yang mengandung kemurnian 96% dipanaskan hingga bersuhu 122°C. Kemudian, gliserol memasuki kolom distilasi untuk dimurnikan hingga 99,99%. Di bagian esterifikasi, gliserol dan asam asetat dialirkan menuju reaktor esterifikasi R-210. Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah reaksi esterifikasi antara gliserol dengan asam asetat berlebih membentuk monoacetin, diacetin, dan triacetin dengan menggunakan katalis Amberlyst-15. Jenis reaktor yang digunakan adalah *Batch*. Katalis yang berupa amberlyst-15 dan reaktan dimasukkan ke dalam reaktor yang dilindungi dengan jaket pendingin pada suhu 105°C dan tekanan 1 bar serta reaksi berlangsung secara eksoterm. Setelah 4 jam reaksi, dihasilkan konversi 100% dengan menghasilkan 2% monoacetin, 54% diacetin, dan 44% triacetin. Hasil reaksi esterifikasi diumpungkan menuju proses selanjutnya yaitu decanter dan dua kolom distilasi untuk dilakukan pemurnian dengan pemisahan menjadi produk utama triacetin dan produk samping diacetin.

Karyawan yang dipekerjakan selama 84 jam tenaga kerja per hari untuk tahapan prosesnya. Jumlah pegawai total adalah 377 orang termasuk dewan komisaris dan direktur. Modal yang digunakan berasal dari modal sendiri sebesar 30% dan modal pinjaman sebesar 70%. Bentuk badan usaha yang digunakan adalah perseroan terbatas (PT).

Berdasarkan analisa ekonomi yang dilakukan, diperoleh hasil sebagai berikut:

- *Internal Rate of Return* : 18,36 % per tahun
- *Pay Out Time* : 5,99 tahun
- *BEP* : 20,82 %

Ditinjau dari uraian di atas, maka secara teknis dan ekonomis, pabrik triacetin dari produk samping biodiesel (*crude glycerol*) layak untuk didirikan.

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadiran Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya yang telah diberikan kepada kami, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan pra desain pabrik kami dengan judul :

### **“Pra Desain Pabrik Triacetin (*Triacetyl Glycerol*) dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*)”**

Laporan Pra Desain Pabrik ini menjadi salah satu poin yang harus dilakukan oleh mahasiswa Teknik Kimia FTIRS-ITS untuk mendapatkan gelar sarjana. Kami sebagai penulis menyadari apabila dalam penyusunan pra desain pabrik kami ini tidak dapat kami lakukan dengan baik tanpa adanya bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT
2. Orang tua dan keluarga atas segala dukungan, kasih sayang, doa sekaligus semua pengorbanan untuk kami dalam mendidik dan membesarkan kami
3. Bapak Dr. Ir. Susianto, DEA selaku dosen pembimbing utama kami sekaligus Kepala Laboratorium Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa, Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
4. Ibu Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing kedua kami
5. Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T selaku kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS dan Bapak Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng selaku koordinator Tugas Akhir dan Skripsi Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
6. Bapak dan Ibu dosen penguji
7. Seluruh dosen dan karyawan di lingkungan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
8. Teman-teman kami K-56 yang telah menemani hari-hari kami selama berada di lingkungan Departemen Teknik

Kimia, FTIRS-ITS serta Rekan-rekan di Laboratorium Perpindahan Massa dan Panas

9. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah banyak membantu dalam proses pengerjaan laporan skripsi ini.

Kami juga menyadari bahwa masih banyak hal yang harus diperbaiki dari pra desain pabrik yang telah kami buat. Oleh karena itu, kami sangat mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun dari pembaca.

Surabaya, Juli 2020

Penyusun



## DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN.....	i
INTISARI.....	ii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xi
BAB I LATAR BELAKANG.....	1
BAB II BASIS DESAIN DATA.....	4
II.1 Kapasitas .....	4
II.2 Lokasi.....	5
II.2.1 Faktor Primer.....	6
II.2.2 Faktor Sekunder.....	10
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk.....	15
II.3.1 Gliserol.....	15
II.3.2 Asam Asetat.....	18
II.3.3 Amberlyst-15.....	21
II.3.4 Triacetin.....	21
II.3.5 Diacetin.....	24
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	27
III.1 Pemilihan Proses Pemurnian Gliserol.....	27
III.1.1 Proses Pemurnian Kondo.....	27
III.1.2 Proses Pemurnian Ueoka.....	29
III.1.3 Proses Pemurnian Brockmann.....	30
III.2 Seleksi Proses Pemurnian Gliserol.....	32
III.3 Pemilihan Proses Pembuatan Triacetin.....	33
III.3.1 Proses Howell.....	34
III.3.2 Proses Bremus.....	36
III.3.3 Gross Profit Margin.....	37
III.4 Perbandingan Masing-masing Proses.....	40
III.5 Deskripsi Proses Terpilih.....	41
III.5.1 Unit Pre-Treatment.....	41
III.5.2 Unit Esterifikasi.....	42
III.5.3 Unit Purifikasi.....	43

BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....	44
IV.1 Neraca Massa.....	44
IV.2 Neraca Panas.....	51
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN.....	64
BAB VI ANALISA EKONOMI.....	102
IV.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....	102
IV.1.1 Bentuk Badan Perusahaan.....	102
IV.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan.....	102
IV.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	110
IV.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji.....	110
IV.2 Analisa Ekonomi.....	113
IV.2.1 Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return / IRR).....	113
IV.2.2 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time / POT).....	114
IV.2.3 Titik Impas (Break Even Point / BEP).....	114
BAB VII KESIMPULAN.....	115
DAFTAR PUSTAKA.....	xv

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar II.1</b>	Topografi Kota Dumai.....	11
<b>Gambar II.2</b>	Wilayah Gresik.....	12
<b>Gambar II.3</b>	Pembobotan dan Hasil pada <i>Expert Choice</i> ...	13
<b>Gambar II.4</b>	Peta Lokasi Pabrik Triacetin di Kawasan Industri Dumai (KID) Riau.....	15
<b>Gambar II.5</b>	Rumus Struktur Gliserol.....	16
<b>Gambar II.6</b>	Rumus Struktur Asam Asetat.....	19
<b>Gambar II.7</b>	Rumus Struktur Triacetin.....	22
<b>Gambar II.8</b>	Rumus Struktur Diacetin.....	24
<b>Gambar III.1</b>	Blok Diagram Proses Kondo.....	28
<b>Gambar III.2</b>	Blok Diagram Proses Uoeka.....	30
<b>Gambar III.3</b>	Blok Diagram Proses Brockmann.....	32
<b>Gambar III.4</b>	Mekanisme Reaksi Esterifikasi Tiga Tahap untuk Menghasilkan Triacetin.....	34
<b>Gambar III.5</b>	Mekanisme Reaksi Esterifikasi Gliserol dan Asam Asetat.....	35
<b>Gambar III.6</b>	Blok Diagram Proses Bremus Pembuatan Triacetin.....	36
<b>Gambar III.7</b>	Blok Diagram Proses Pembuatan Triacetin...	41
<b>Gambar IV.1</b>	Blok Diagram Flash Tank (D-110).....	45
<b>Gambar IV.2</b>	Blok Diagram Crude Glycerol Distillation Column (D-120) .....	46
<b>Gambar IV.3</b>	Blok Diagram Esterification Reactor (R- 210).....	47
<b>Gambar IV.4</b>	Blok Diagram Dekanter (H-220).....	48
<b>Gambar IV.5</b>	Blok Diagram Crude Triacetin Distillation Column (D-310).....	49
<b>Gambar IV.6</b>	Blok Diagram Crude Diacetin Distillation Column (D-320).....	50
<b>Gambar IV.7</b>	Aliran energi pada sistem.....	51
<b>Gambar IV.8</b>	Blok Diagram pada 1st Heat Exchanger.....	51
<b>Gambar IV.9</b>	Blok Diagram pada 1st Expander Valve.....	52

<b>Gambar IV.10</b>	Blok Diagram pada Crude Glycerol Flash Separator Tank.....	53
<b>Gambar IV.11</b>	Blok Diagram pada Flash Tank Condenser..	53
<b>Gambar IV.12</b>	Blok Diagram Pada Crude Glycerol Jet Ejector.....	54
<b>Gambar IV.13</b>	Blok Diagram Pada Crude Glycerol Barometric Condenser.....	54
<b>Gambar IV.14</b>	Blok Diagram pada 2nd Heat Exchanger....	55
<b>Gambar IV.15</b>	Blok Diagram pada Expander Valve.....	55
<b>Gambar IV.16</b>	Blok Diagram pada Crude Glycerol Distillation Column.....	56
<b>Gambar IV.17</b>	Blok Diagram Pada Glycerol Jet Ejector....	57
<b>Gambar IV.18</b>	Blok Diagram Pada Glycerol Barometric Condenser.....	57
<b>Gambar IV.19</b>	Blok Diagram pada Glycerol Cooler.....	58
<b>Gambar IV.20</b>	Blok Diagram Pada Esterification Reactor..	58
<b>Gambar IV.21</b>	Blok Diagram pada Decanter.....	59
<b>Gambar IV.22</b>	Blok Diagram pada Expander Valve.....	60
<b>Gambar IV.23</b>	Blok Diagram pada Triacetin Distillation Column.....	60
<b>Gambar IV.24</b>	Blok Diagram Pada Triacetin Jet Ejector....	61
<b>Gambar IV.25</b>	Blok Diagram Pada Triacetin Barometric Condenser.....	61
<b>Gambar IV.26</b>	Blok Diagram pada Triacetin Cooler.....	62
<b>Gambar IV.27</b>	Blok Diagram pada Diacetin Distillation Column.....	62
<b>Gambar IV.28</b>	Blok Diagram pada Diacetin Cooler.....	63
<b>Gambar VI.1</b>	Struktur Organisasi.....	103

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel II.1</b> Data Impor Triacetin di Indonesia Tahun 2012 – 2018.....	4
<b>Tabel II.2</b> 10 Produsen Biodiesel Terbesar di Indonesia.....	6
<b>Tabel II.3</b> Peta Persebaran Produsen Asam Asetat di Dunia pada Tahun 2012.....	7
<b>Tabel II.4</b> Perbandingan Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi.....	8
<b>Tabel II.5</b> Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN (MW)...	9
<b>Tabel II.6</b> Persentase Pengangguran Terbuka di Riau dan Jawa Timur Selama 5 Tahun Terakhir.....	10
<b>Tabel II.7</b> Hasil Penentuan Lokasi Pabrik dengan AHP.....	14
<b>Tabel II.8</b> Thermophysical Property Data untuk Gliserol....	16
<b>Tabel II.9</b> Spesifikasi Crude Glycerol PT Wilmar Bioenergy Indonesia.....	18
<b>Tabel II.10</b> Spesifikasi Gliserol.....	18
<b>Tabel II.11</b> Thermophysical Property Data untuk Asam Asetat.....	19
<b>Tabel II.12</b> Spesifikasi Asam Asetat.....	20
<b>Tabel II.13</b> Data Properti Amberlyst-15.....	21
<b>Tabel II.14</b> Thermophysical Property Data untuk Triacetin.....	22
<b>Tabel II.15</b> Spesifikasi Produk Triacetin yang Diinginkan...	23
<b>Tabel II.16</b> Thermophysical Property Data untuk Diacetin...	25
<b>Tabel II.17</b> Spesifikasi Produk Diacetin yang Diinginkan...	26
<b>Tabel III.1</b> Perbandingan Uraian Proses Pemurnian Gliserol.....	32
<b>Tabel III.2</b> Daftar Harga Bahan Baku dan Produk.....	38
<b>Tabel III.3</b> Gross Profit Margin Proses Howell.....	38
<b>Tabel III.4</b> Gross Profit Margin Proses Bremus.....	39
<b>Tabel III.5</b> Uraian Perbandingan Proses.....	40
<b>Tabel III.6</b> Kondisi Operasi pada Proses Terpilih.....	43
<b>Tabel IV.1</b> Komposisi Crude Gliserol (PT. Wilmar Bioenergy Indonesia).....	44

<b>Tabel IV.2</b>	<b>Neraca Massa Flash Tank (D-110)</b> .....	<b>45</b>
<b>Tabel IV.3</b>	<b>Neraca Massa Crude Glycerol Distillation Column (D-120)</b> .....	<b>46</b>
<b>Tabel IV.4</b>	<b>Neraca Massa Esterification Reactor (R-210)</b> ...	<b>47</b>
<b>Tabel IV.5</b>	<b>Neraca Massa Dekanter (H-220)</b> .....	<b>48</b>
<b>Tabel IV.6</b>	<b>Neraca Massa Crude Triacetin Distillation Column (D-310)</b> .....	<b>49</b>
<b>Tabel IV.7</b>	<b>Neraca Massa Crude Diacetin Distillation Column (D-320)</b> .....	<b>50</b>
<b>Tabel IV.9</b>	<b>Neraca Energi 1st Heat Exchanger</b> .....	<b>52</b>
<b>Tabel IV.10</b>	<b>Neraca Energi 1st Expander Valve</b> .....	<b>52</b>
<b>Tabel IV.11</b>	<b>Neraca Energi Crude Glycerol Flash Separator Tank</b> .....	<b>53</b>
<b>Tabel IV.12</b>	<b>Neraca Energi Flash Tank Condenser</b> .....	<b>54</b>
<b>Tabel IV.13</b>	<b>Neraca Energi Crude Glycerol Jet Ejector</b> .....	<b>54</b>
<b>Tabel IV.14</b>	<b>Neraca Energi Crude Glycerol Barometric Condenser</b> .....	<b>55</b>
<b>Tabel IV.15</b>	<b>Neraca Energi 2nd Heat Exchanger</b> .....	<b>55</b>
<b>Tabel IV.16</b>	<b>Neraca Energi 2nd Expander Valve</b> .....	<b>56</b>
<b>Tabel IV.17</b>	<b>Neraca Energi Glycerol Distillation Column</b> .....	<b>56</b>
<b>Tabel IV.18</b>	<b>Neraca Energi Glycerol Jet Ejector</b> .....	<b>57</b>
<b>Tabel IV.19</b>	<b>Neraca Energi Glycerol Barometric Condenser</b> .....	<b>57</b>
<b>Tabel IV.20</b>	<b>Neraca Energi Glycerol Cooler</b> .....	<b>58</b>
<b>Tabel IV.21</b>	<b>Neraca Energi Esterification Reactor</b> .....	<b>58</b>
<b>Tabel IV.22</b>	<b>Neraca Energi Decanter</b> .....	<b>59</b>
<b>Tabel IV.23</b>	<b>Neraca Energi 3rd Expander Valve</b> .....	<b>60</b>
<b>Tabel IV.24</b>	<b>Neraca Energi Triacetin Distillation Column</b> .....	<b>60</b>
<b>Tabel IV.25</b>	<b>Neraca Energi Triacetin Jet Ejector</b> .....	<b>61</b>
<b>Tabel IV.26</b>	<b>Neraca Energi Triacetin Barometric Condenser</b> .....	<b>62</b>
<b>Tabel IV.27</b>	<b>Neraca Energi Triacetin Cooler</b> .....	<b>62</b>

<b>Tabel IV.28</b>	<b>Neraca Energi Diacetin Distillation Column.....</b>	<b>63</b>
<b>Tabel IV.29</b>	<b>Neraca Energi Diacetin Cooler.....</b>	<b>63</b>
<b>Tabel V.1</b>	<b>Spesifikasi Alat D-110.....</b>	<b>64</b>
<b>Tabel V.2</b>	<b>Spesifikasi Alat F-111.....</b>	<b>65</b>
<b>Tabel V.3</b>	<b>Spesifikasi Alat L-122.....</b>	<b>65</b>
<b>Tabel V.4</b>	<b>Spesifikasi Alat E-113.....</b>	<b>66</b>
<b>Tabel V.5</b>	<b>Spesifikasi Alat E-115.....</b>	<b>66</b>
<b>Tabel V.6</b>	<b>Spesifikasi Alat F-116.....</b>	<b>67</b>
<b>Tabel V.7</b>	<b>Spesifikasi Alat G-117.....</b>	<b>68</b>
<b>Tabel V.8</b>	<b>Spesifikasi Alat E-118.....</b>	<b>69</b>
<b>Tabel V.9</b>	<b>Spesifikasi Alat L-119.....</b>	<b>70</b>
<b>Tabel V.10</b>	<b>Spesifikasi Alat D-120.....</b>	<b>70</b>
<b>Tabel V.11</b>	<b>Spesifikasi Alat E-121.....</b>	<b>71</b>
<b>Tabel V.12</b>	<b>Spesifikasi Alat E-123.....</b>	<b>72</b>
<b>Tabel V.13</b>	<b>Spesifikasi Alat F-124.....</b>	<b>73</b>
<b>Tabel V.14</b>	<b>Spesifikasi Alat G-125.....</b>	<b>74</b>
<b>Tabel V.15</b>	<b>Spesifikasi Alat E-126.....</b>	<b>75</b>
<b>Tabel V.16</b>	<b>Spesifikasi Alat L-127.....</b>	<b>76</b>
<b>Tabel V.17</b>	<b>Spesifikasi Alat L-128.....</b>	<b>76</b>
<b>Tabel V.18</b>	<b>Spesifikasi Alat E-129.....</b>	<b>77</b>
<b>Tabel V.19</b>	<b>Spesifikasi Alat R-210.....</b>	<b>77</b>
<b>Tabel V.20</b>	<b>Spesifikasi Alat L-211.....</b>	<b>78</b>
<b>Tabel V.21</b>	<b>Spesifikasi Alat L-212.....</b>	<b>79</b>
<b>Tabel V.22</b>	<b>Spesifikasi Alat E-213.....</b>	<b>80</b>
<b>Tabel V.23</b>	<b>Spesifikasi Alat F-214.....</b>	<b>80</b>
<b>Tabel V.24</b>	<b>Spesifikasi Alat L-215.....</b>	<b>81</b>
<b>Tabel V.25</b>	<b>Spesifikasi Alat F-216.....</b>	<b>82</b>
<b>Tabel V.26</b>	<b>Spesifikasi Alat L-217.....</b>	<b>82</b>
<b>Tabel V.27</b>	<b>Spesifikasi Alat H-220.....</b>	<b>83</b>
<b>Tabel V.28</b>	<b>Spesifikasi Alat L-221.....</b>	<b>84</b>
<b>Tabel V.29</b>	<b>Spesifikasi Alat F-222.....</b>	<b>84</b>
<b>Tabel V.30</b>	<b>Spesifikasi Alat L-223.....</b>	<b>85</b>
<b>Tabel V.31</b>	<b>Spesifikasi Alat F-224.....</b>	<b>86</b>
<b>Tabel V.32</b>	<b>Spesifikasi Alat D-310.....</b>	<b>86</b>

<b>Tabel V.33</b> Spesifikasi Alat E-312.....	87
<b>Tabel V.34</b> Spesifikasi Alat F-313.....	88
<b>Tabel V.35</b> Spesifikasi Alat G-314.....	89
<b>Tabel V.36</b> Spesifikasi Alat E-315.....	90
<b>Tabel V.37</b> Spesifikasi Alat L-316.....	90
<b>Tabel V.38</b> Spesifikasi Alat L-317.....	91
<b>Tabel V.39</b> Spesifikasi Alat E-318.....	92
<b>Tabel V.40</b> Spesifikasi Alat L-319.....	92
<b>Tabel V.41</b> Spesifikasi Alat E-3110.....	93
<b>Tabel V.42</b> Spesifikasi Alat F-3111.....	94
<b>Tabel V.43</b> Spesifikasi Alat D-320.....	94
<b>Tabel V.44</b> Spesifikasi Alat E-321.....	95
<b>Tabel V.45</b> Spesifikasi Alat F-322.....	96
<b>Tabel V.46</b> Spesifikasi Alat L-323.....	97
<b>Tabel V.47</b> Spesifikasi Alat L-324.....	97
<b>Tabel V.48</b> Spesifikasi Alat E-325.....	98
<b>Tabel V.49</b> Spesifikasi Alat L-326.....	99
<b>Tabel V.50</b> Spesifikasi Alat E-327.....	99
<b>Tabel V.51</b> Spesifikasi Alat F-328.....	100
<b>Tabel VI.1</b> Perhitungan Gaji Karyawan .....	111
<b>Tabel VI.1</b> Pembagian Shift Kerja Karyawan.....	113



## **BAB I**

### **LATAR BELAKANG**

Permasalahan yang terjadi di Indonesia saat ini yaitu produksi bahan bakar minyak bumi tidak dapat mengimbangi besarnya konsumsi bahan bakar minyak, sehingga Indonesia melakukan impor minyak untuk memenuhi kebutuhan energi bahan bakar minyak setiap harinya. Biodiesel merupakan salah satu energi alternatif yang diharapkan dapat mengganti bahan bakar solar yang saat ini masih sangat banyak digunakan. Di Indonesia, biodiesel yang berasal dari minyak tanaman seperti kelapa sawit, jarak, kelapa, dan lain sebagainya dapat dengan mudah diperoleh. Hal ini membuat pemerintah mengadakan Peraturan Presiden Nomor 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional yang menyebutkan pengembangan biodiesel sebagai energi terbarukan akan dilaksanakan selama 25 tahun (GAPKI, 2019).

Biodiesel adalah bahan bakar yang terdiri dari campuran mono-alkyl ester dari rantai panjang asam lemak, dan terbuat dari bahan yang dapat diperbarui seperti lemak nabati maupun lemak hewani. Biodiesel merupakan salah satu bahan bakar alternatif yang diperoleh dari reaksi transesterifikasi antara trigliserida dan alkohol. Dari reaksi transesterifikasi tersebut akan menghasilkan FAME (*Fatty Acid Methyl Ester*) atau biodiesel. Selain biodiesel sebagai hasil utama, proses pembuatan biodiesel pada reaksi transesterifikasi trigliserida menghasilkan hasil samping yaitu gliserol (gliserin) kurang lebih 10% dari jumlah biodiesel yang dihasilkan (Khayoon dkk, 2011).

Gliserol adalah produk samping dari proses produksi biodiesel dari reaksi transesterifikasi. Gliserol merupakan senyawa alkohol dengan gugus hidroksil berjumlah 3 dan dikenal dengan nama 1,2,3-propanatriol. Gliserol berbentuk cairan kental tidak berwarna, tidak berbau, dan memiliki rasa manis (Pagliaro dan Michele, 2008). Saat ini, gliserol belum banyak diolah sehingga masih memiliki nilai jual yang rendah. Oleh karena itu,

pengolahan gliserol diperlukan agar dapat mengubah gliserol menjadi produk yang bernilai jual tinggi.

Salah satu produk turunan gliserol yakni triacetin. Triacetin atau Gliseril Triasetat ( $C_9H_{14}O_6$ ) merupakan liquid yang memiliki kandungan minyak, rasa yang pahit, tidak berwarna, bau seperti minyak, dan mudah terbakar. Zat ini dapat larut dalam air, kloroform, benzene, dan eter. Triacetin memiliki titik didih sebesar  $258^\circ C$ , titik leleh sebesar  $-78^\circ C$ , titik nyala sebesar  $280^\circ F$ , dan suhu nyala otomatis sebesar  $812^\circ F$  (Fiume, 2003). Triacetin dapat diproduksi dari reaksi gliserol dan asam asetat menggunakan katalis yang bersifat asam. Katalis yang digunakan dapat berbentuk homogen maupun heterogen. Kajian pustaka (Liao dkk, 2009) menunjukkan bahwa pembuatan triacetin dari gliserol dan asam asetat dapat dilakukan menggunakan katalis padat melalui tahap esterifikasi. Katalis yang digunakan adalah amberlyst-15. Proses pembuatan dilakukan selama 4 jam pada suhu  $105^\circ C$  dengan perbandingan rasio mol gliserol dan asam asetat 1:3 dan diperoleh konversi sebesar 100% (Goncalvez, 2008). Kegunaan triacetin sendiri cukup banyak di kalangan industri, baik industri makanan maupun non makanan. Kegunaan triacetin banyak digunakan sebagai penambah aroma, platisizer, pelarut, bahan aditif bahan bakar untuk mengurangi *knocking* pada mesin (menaikkan nilai oktan), serta dapat digunakan sebagai zat aditif untuk biodiesel (Khayoon dkk, 2011). Selain menghasilkan triacetin, produk lain yg dihasilkan dari proses esterifikasi gliserol dan asam asetat adalah diacetin. Diacetin ini pada umumnya digunakan untuk tambahan pada industri semen, cat, dan juga kosmetik.

Kebutuhan impor triacetin di dunia, khususnya wilayah Asia mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Sebanyak 35% kebutuhan triacetin di dunia dipasok oleh Negara Tirai Bambu tersebut. Kapasitas produksi China mencapai 55.000 ton per tahun, dengan 38.500 ton dipakai untuk konsumsi dalam negeri, dan 16.500 ton di ekspor ke negara lain. Permintaan akan triacetin akan terus meningkat dalam 5 – 10% per tahun (Kong dkk, 2016).

Namun, di Indonesia sendiri belum ada yang mengembangkan triacetin ini. Padahal kebutuhan triacetin sangatlah dibutuhkan dalam berbagai industri pangan maupun non-pangan. Sehingga dengan melihat kebutuhan triacetin di dunia industri yang semakin meningkat dan pesaing atau kompetitor di Indonesia yang belum ada, maka peluang pasar untuk membangun pabrik triacetin sangatlah besar.

Dalam pra-desain pabrik ini, akan dibuat triacetin melalui proses esterifikasi. Triacetin sebagai produk akan digunakan sebagai zat aditif pada industri bahan makanan. Triacetin ini dibuat dengan cara mereaksikan asam asetat dan gliserol pada reaksi esterifikasi.

## BAB II BASIS DESAIN DATA

### II.1 Kapasitas

Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian pabrik triacetin adalah kapasitas pabrik. Pabrik triacetin dengan bahan baku gliserol dan asam asetat ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2023 dengan mengacu pada pemenuhan konsumsi dalam negeri serta penekanan jumlah impor.

Hingga saat ini belum pernah didirikan pabrik triacetin di Indonesia. Sehingga untuk memenuhi kebutuhan triacetin dalam negeri, Indonesia melakukan impor triacetin setiap tahunnya. **Tabel II.1** menunjukkan data impor triacetin di Indonesia dari tahun 2012 – 2018 berdasarkan BPS :

**Tabel II.1** Data Impor Triacetin di Indonesia Tahun 2012 – 2018

Tahun	Impor triacetin (ton)	Pertumbuhan (%)
2012	12.581,3	–
2013	12.486,0	–0,8
2014	15.911,7	27,4
2015	15.905,1	–0,04
2016	18.762,4	18,0
2017	23.817,5	26,9
2018	26.404,8	10,9
<b>Rata – rata</b>		11,8

(BPS, 2019)

Untuk menentukan proyeksi kebutuhan triacetin pada tahun mendatang dapat digunakan persamaan berikut :

$$F = P (1+i)^n$$

Dimana :  
F = konsumsi saat pabrik didirikan (tahun)  
P = kebutuhan sekarang (tahun)  
i = pertumbuhan rata-rata  
n = selisih tahun

Dari Tabel II.1 diketahui bahwa pertumbuhan rata – rata impor triacetin di Indonesia dari 2012 – 2018 sebesar 11,8% dengan nilai impor triacetin di Indonesia pada tahun 2018 sebesar 26.404,8 ton. Dengan menggunakan persamaan yang sama, diperoleh proyeksi nilai impor triacetin pada tahun 2023 sebesar 46.063,8 ton.

Di Indonesia masih belum ada pabrik triacetin sehingga nilai produksi dan ekspor triacetin kosong atau tidak ada. Oleh karena itu, digunakan nilai impor sebagai acuan penentuan kapasitas produksi kami sebagai substitusi impor triacetin Indonesia, yaitu sebesar 46.000 ton/tahun. Penentuan kapasitas produksi ini juga didasari oleh faktor-faktor sebagai berikut.

1. Ketersediaan bahan baku gliserol sebesar 143.000 ton/tahun dari industri biodiesel di Dumai, Riau, yaitu PT. Wilmar Bioenergy Indonesia.
2. Ketersediaan bahan baku asam asetat dari PT. Indo Acidatama Tbk (33.000 ton/tahun) dan Shaanxi Yanchang Petroleum(Group) Co. Ltd. (200.000 ton/tahun).

## **II.2 Lokasi**

Letak geografis suatu pabrik mempunyai pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik tersebut. Karena penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan sangat penting dalam perencanaannya. Lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan, harga produk yang semurah mungkin dengan keuntungan yang sebesar mungkin. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau menambah kapasitas pabrik tersebut. Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik triacetin ini, faktor yang dijadikan pertimbangan ialah sebagai berikut.

## II.2.1 Faktor Primer

### II.2.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan hal yang paling utama dalam pengoperasian pabrik karena pabrik akan beroperasi atau tidak sangat bergantung pada ketersediaan bahan baku. Triacetin dapat dibuat dengan bahan baku gliserol dan asam asetat dengan proses esterifikasi. Bahan gliserol didapat dari hasil samping industri biodiesel dimana dihasilkan 1 kg gliserol per 9 kg biodiesel atau sama dengan 10% setiap produksinya (Pachauri, 2006). Pabrik triacetin yang berada di Dumai Riau berdekatan dengan sumber bahan baku, yaitu gliserol yang didapat dari PT. Wilmar Bioenergy Indonesia sehingga biaya pengangkutan serta dana untuk investasi fasilitas penyimpanan serta inventori bahan baku dapat dikurangi. **Tabel II.2** menunjukkan 10 produsen Biodiesel terbesar di Indonesia.

**Tabel II.2** 10 Produsen Biodiesel Terbesar di Indonesia

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas produksi biodiesel (ton/thn)</b>	<b>Kapasitas gliserol (ton/thn)</b>
PT. Wilmar Bioenergy Indonesia	Dumai, Riau	1.300.000	130.000
PT. Wilmar Nabati Indonesia	Gresik, Jatim	1.300.000	130.000
PT. Musim Mas	Batam, Kepri	615.000	61.500
PT. Ciliandra Perkasa	Dumai, Riau	250.000	25.000
PT. Cemerlang Energi Perkasa	Dumai, Riau	250.000	25.000

PT. Musim Mas	Medan, Sumut	235.000	23.500
PT. Pelita Agung Agri Industries	Bengkalis, Riau	200.000	20.000
PT. Multi Biofuel Indonesia	Kalsel	160.000	16.000
PT. Darmex Biofuels	Cikarang Jabar	150.000	15.000
PT. Anugerah Inti Gemanusa	Gresik Jatim	120.000	12.000

(Kementerian Perindustrian, 2013)

Kebutuhan asam asetat dipenuhi dengan cara membeli asam asetat dari satu-satunya pabrik produsen asam asetat nasional yang terdapat di kota Solo, Jawa Tengah yaitu PT. Indo Acidatama Chemical Industry (IACI) serta dua pabrik produsen asam asetat asal Cina yaitu Celanese AG dan Shaanxi Yanchang Petroleum (Group) Co. Ltd. **Tabel II.3** menunjukkan persebaran produsen asam asetat di dunia.

**Tabel II.3** Peta Persebaran Produsen Asam Asetat di Dunia pada Tahun 2012

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas Produksi (ton/thn)</b>
Svensk Etanolkemi AB	Swedia	20.000
PT. Indo Acidatama Tbk	Solo, Jawa Tengah	33.000
Shaanxi Yanchang Petroleum(Group) Co. Ltd.	Cina	200.000
Tianji Alkali plant	Cina	200.000

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas Produksi (ton/thn)</b>
BP Petrochemicals	Inggris	420.000
Sterling Chemical Inc.	Amerika Utara	544.312
Samsung BP Chemical	Korea Selatan	570.000
Celanese AG	Cina	600.000
Celanese AG	Amerika	1.950.000

(Sumber : Pratiwi, 2012)

Katalis yang digunakan dalam pabrik kami adalah amberlyst-15. Katalis amberlyst-15 diperoleh dari Sunrise New Material Company, Ltd. yang berada di Shaanxi, Cina.

### **II.2.1.2 Lokasi Pemasaran**

Lokasi pemasaran yang akan dijangkau akan berpengaruh pada biaya distribusi produk. Rencananya penjualan produk akan dijual ke 410 perusahaan produksi makanan di Indonesia (GAPMMI, 2020).

### **II.2.1.3 Fasilitas Transportasi**

Aksesibilitas dan fasilitas transportasi juga menjadi faktor dalam memilih lokasi pabrik. Penyediaan bahan baku maupun pemasaran tertentu akan membutuhkan kedua faktor ini agar pabrik dapat berjalan dengan baik. Aksesibilitas dan fasilitas transportasi ini melingkupi jalan, bandara, dan pelabuhan.

**Tabel II.4** Perbandingan Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi

No.	Provinsi	Panjang Jalan (km)	Jumlah Bandara	Jumlah Pelabuhan
1.	Riau	2779,81	7 bandara (1 bandara internasional)	1 pelabuhan peti



				kemas
2.	Jawa Timur	2361,23	10 bandara (1 bandara internasional)	2 pelabuhan peti kemas

#### II.2.1.4 Kebutuhan Air

Air yang dibutuhkan dalam proses pembuatan triacetin diperoleh dari 15 sungai yang berada di Dumai Riau. Sungai-sungai di daerah Dumai umumnya merupakan sungai abadi (*perennial stream*) yang airnya dapat mengalir sepanjang tahun sehingga dapat diproses sebagai air baku sarana utilitas dan kebutuhan domestik (Pemerintah Kota Dumai, 2011).

Sedangkan di daerah Gresik Jawa Timur, kebutuhan air bersih didapat dari Perusahaan Daerah Air Minum (PDAM) Gresik. Di Gresik terdapat tiga sungai yang dijadikan sebagai pasokan air bersih. Namun, seiring dengan perkembangan industri di Gresik, pasokan air di tiga sungai ini semakin menurun baik dari segi kualitas maupun kuantitas (Pemerintah Kabupaten Gresik, 2016).

#### II.2.1.5 Kebutuhan Tenaga Listrik

Utilitas merupakan faktor yang berpengaruh dalam keberlangsungan suatu pabrik. Berikut ini adalah data kapasitas terpasang perembangkit tenaga listrik PLN menurut jenis pembangkit untuk wilayah Riau dan Jawa Timur.

**Tabel II.5** Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN (MW)

Wilayah/ Provinsi	Riau	Jawa Timur
<b>PLTU B</b>	400	2.790
<b>PLTU M</b>	-	700
<b>PLTG</b>	-	342,45
<b>PLTGU</b>	-	2.040,61
<b>PLTMG</b>	100	-
<b>PLTD</b>	81,07	8,33
<b>PLTA</b>	118	283,23

<b>PLTM</b>	-	-
<b>PLTMH</b>	-	-
<b>PLTP</b>	110	-
<b>PLTB</b>	-	-
<b>PLTS</b>	-	-
<b>Jumlah</b>	809,07	6.164,62

(Sumber : PLN)

### II.2.1.6 Tenaga Kerja

Ketersediaan sumber daya manusia menjadi hal penting yang harus dipertimbangkan dalam merancang suatu pabrik. Lingkungan yang memiliki lebih banyak sumber tenaga kerja yang memadai tentunya akan lebih ideal untuk dijadikan target pembangunan suatu pabrik, karena akan lebih mudah mempekerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat dari daerah lain.

**Tabel II.6** Persentase Pengangguran Terbuka di Riau dan Jawa Timur Selama 5 Tahun Terakhir

Provinsi	Tahun						Rata-Rata
	2013	2014	2015	2016	2017	2018	
Riau	5,07	5,08	3,44	4,54	4,43	4,33	5,38
Jawa Timur	3,97	4,02	4,31	4,14	4,1	3,85	4,87

(Badan Pusat Statistik, 2018)

Berdasarkan data diatas, tercatat bahwa Riau memiliki tingkat pengangguran yang paling tinggi sehingga berpotensi untuk dijadikan sumber tenaga kerja.

## II.2.2 Faktor Sekunder

### II.2.2.1 Kondisi Iklim dan Cuaca

Berikut ini adalah kondisi wilayah berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika dari setiap Provinsi tahun 2020. Kondisi wilayah ini dapat dijadikan basis dengan data pabrik triacetin akan direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2023.

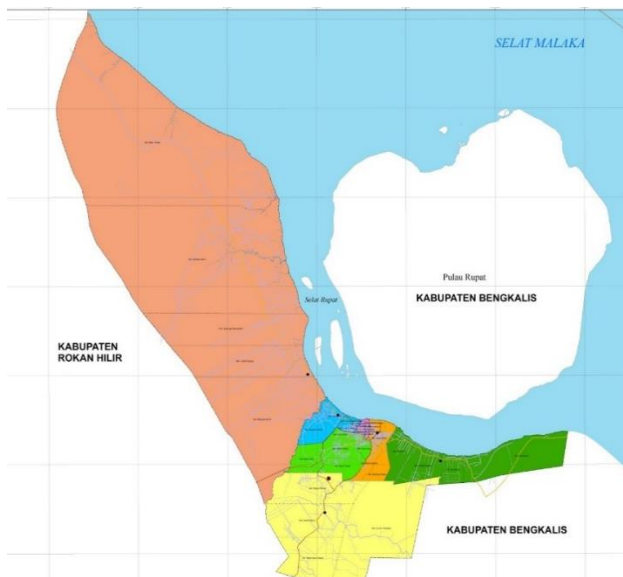
## 1. Dumai

- Kelembaban udara rata-rata : 65-100%
- Suhu udara rata-rata : 28-33°C
- Gempa : 3,9 SR (2019)
- Kecepatan angin rata-rata : 4- 9 km/jam

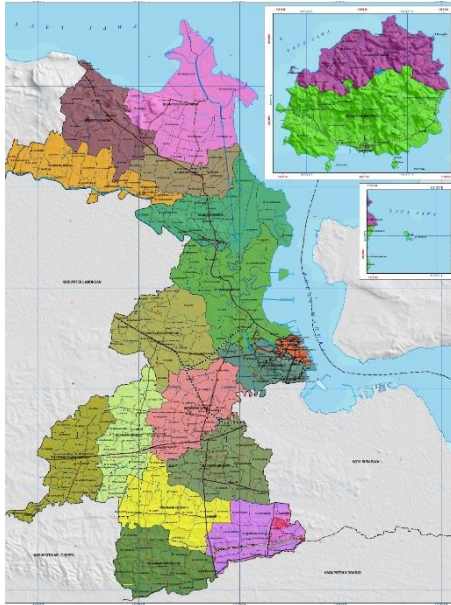
## 2. Gresik

- Kelembaban udara rata-rata : 65-100%
- Suhu udara rata-rata : 28-33°C
- Gempa : Tidak ada data
- Kecepatan angin rata-rata : 4-9 km/jam

(Sumber : bmet.go.id)



**Gambar II.1** Topografi Kota Dumai



**Gambar II.2** Wilayah Gresik

Penentuan suatu kawasan industri terkait dengan masalah tanah, yaitu tidak rawan terhadap bahaya tanah longsor, gempa maupun banjir, jadi pemilihan lokasi pendirian pabrik di Kawasan Industri Dumai maupun di Kawasan Industri Gresik tepat, walaupun masih diperlukan kajian lebih lanjut tentang masalah tanah sebelum pabrik didirikan.

#### **II.2.2.2 Kebijakan Pemerintah**

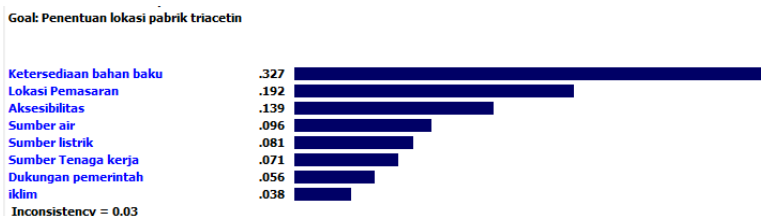
Dumai Riau dan Gresik Jawa Timur merupakan kawasan industri dan berada dalam teritorial negara Indonesia, sehingga kebijakan pemerintah dalam hal perijinan, lingkungan masyarakat sekitar, faktor sosial, dan perluasan pabrik memungkinkan untuk berdirinya pabrik triacetin.

Berdasarkan Peraturan Daerah Kabupaten Gresik Nomor 8 Tahun 2011 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Kabupaten Gresik 2010-2030, strategi pengembangan kawasan

peruntukan industri sebagaimana dimaksud dalam Pasal 7 dilakukan dengan penataan ruang yang ramah investasi dan berwawasan lingkungan. Kawasan peruntukan industri sebagaimana dimaksud dalam Pasal 70 ayat 1 direncanakan dengan luas sekurang-kurangnya 12.448,026 Ha.

Sedangkan hukum dan peraturan yang mengatur pembangunan industri di wilayah Dumai Riau terdapat dalam Peraturan Daerah (Perda) Nomor 15 Tahun 2019 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Kota Dumai 2019-2039. BAB II bagian kedua pasal 3-E menyatakan bahwa Kota Dumai membuka peluang investasi dalam rangka meningkatkan perekonomian wilayah dengan pengembangan Kawasan Industri Dumai yang terletak di Kota Dumai, Riau.

Setelah dilakukan perbandingan berbagai aspek, dilakukan pembobotan dengan *Analytical Hierarchy Process* (AHP) untuk menentukan lokasi yang tepat untuk didirikan pabrik triacetin.



**Gambar II.3** Pembobotan dan Hasil pada *Expert Choice*

Kemudian, dilakukan penilaian dari masing-masing aspek untuk menentukan hasil yang terbaik dalam pemilihan lokasi pabrik.

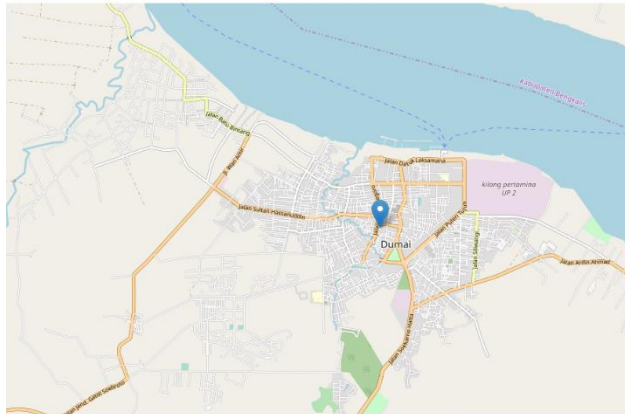
**Tabel II.7** Hasil Penentuan Lokasi Pabrik dengan AHP

Parameter	Bobot	Riau		Jawa Timur	
		Nilai	Bobot x Nilai	Nilai	Bobot x Nilai
Ketersediaan bahan baku	0,327	100	32,7	50	16,35
Lokasi Pemasaran	0,192	90	17,28	80	15,36
Aksesibilitas	0,139	80	11,12	90	12,51
Sumber Air	0,096	90	8,64	70	6,72
Sumber Listrik	0,081	70	5,67	100	8,1
Tenaga Kerja	0,071	100	7,1	90	6,39
Dukungan Pemerintah	0,056	100	5,6	100	5,6
Iklm	0,038	90	3,42	100	3,8
<b>TOTAL</b>			<b>83,53</b>		<b>74,83</b>

Dari hasil *expert choice* di atas, pabrik ini akan didirikan di Kawasan Industri Dumai (KID) Kelurahan Pelintung, Kecamatan Medang Kampai, Dumai, Riau. Dumai merupakan kota terluas kedua yang ada di Indonesia yang berjarak sekitar 188 km dari Kota Pekanbaru. Adapun lokasi pabrik yang kami tawarkan ditunjukkan dalam Gambar II.1.



(a)



(b)

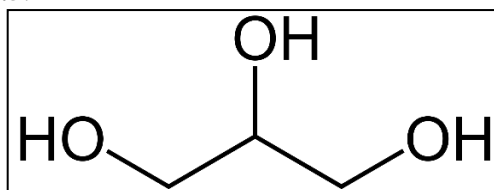
**Gambar II.4** Peta Lokasi Pabrik Triacetin di Kawasan Industri Dumai (KID) Riau (Google, 2019)

## II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

### II.3.1 Gliserol

Gliserol adalah produk samping dari produksi biodiesel dari reaksi transesterifikasi dan merupakan senyawa alkohol dengan gugus hidroksil berjumlah tiga buah gliserol (*1,2,3 propanetriol*). Gliserol adalah senyawa alkohol dengan hidroksil

yang bersifat hidrofilik dan higroskopik. Gliserol merupakan komponen yang menyusun berbagai macam lipid termasuk trigliserida. Gliserol juga dapat diperoleh dari proses saponifikasi lemak hewan, proses epiklorohidrin dan proses pengolahan minyak goreng. Gliserol merupakan cairan kental yang tidak berwarna, tidak berbau, dan merupakan cairan yang memiliki rasa manis (Prasetyo, 2012). Rumus struktur gliserol ditunjukkan pada **Gambar II.5**.



**Gambar II.5** Rumus Struktur Gliserol (Prasetyo, 2012)

Karakteristik gliserol dapat dibedakan ke dalam sifat fisik dan kimia.

1. Sifat-sifat fisik gliserol (Andi, 2012)

- Suhu kritis : 453°C
- Tekanan kritis : 66,9 atm
- Densitas liquid : 1261 kg/m<sup>3</sup>
- Panas laten penguapan : 61.127 J/mol
- Gliserol larut sempurna dalam air dan alkohol, serta sedikit larut dalam eter, etil asetat, dan doxan
- Gliserol tidak larut dalam hidrokarbon

Adapun data *thermophysical property* untuk gliserol ditampilkan dalam **Tabel II.8**.

**Tabel II.8** Thermophysical Property Data untuk Gliserol

Properti	Nilai	Unit	Source
Titik didih	290	°C	Perry dkk, 1976
Titik lebur	17,9	°C	Perry dkk, 1976
<i>Specific gravity</i>	1,26 <sup>50/4</sup>	-	Perry dkk, 1976



$\Delta_f H^\circ_{\text{liquid}}$	$-669,6 \pm 0,6$	kJ/mol	Bastos dkk, 1988
$\Delta_c H^\circ_{\text{liquid}}$	-1654,1	kJ/mol	Parks dkk, 1952
$S^\circ_{\text{solid, 1 bar}}$	42,34	J/mol.K	Ahlberg dkk, 1937
<i>Heat Capacity Liquid</i> ( $C_{p, \text{liquid}}$ ); $T=298,15 \text{ K}$	218,9	J/mol.K	Bastos dkk, 1988
<i>Heat of fusion</i>	47,49	cal/g	Perry dkk, 1976

## 2. Sifat-sifat kimia gliserol (Andi, 2012)

- Rumus kimia :  $\text{H}_2\text{COH.HCOH.H}_2\text{COH}$
- Berat molekul : 92 kg/kmol

Gliserol memiliki sifat higroskopis sehingga dapat menyerap air dari udara. Gliserol juga memiliki titik didih yang tinggi disebabkan adanya ikatan hidrogen yang sangat kuat antar molekul gliserol. Gliserol merupakan bahan baku pembentuk trigliserida yang dapat membentuk ikatan ester dengan asam lemak. Gliserol memiliki tiga gugus hidroksil yang menyebabkan kelarutannya dalam air dan sifat higroskopisnya dalam keadaan murni. Selain itu, gliserol tidak larut dalam karbon tetraklorida, kloroform, dietil eter, karbon disulfida dan benzen. Sebagai produk samping industri biodiesel, gliserol belum banyak diolah sehingga nilai jualnya masih rendah (Prasetyo, 2012). Komposisi hasil samping produksi biodiesel adalah 46,34% gliserol, 26,44% metanol, 22,56% air dan 4,69% minyak (Naimah, 2010). Adapun crude glycerol yang dijual oleh PT Wilmar Bioenergy Indonesia ditampilkan pada **Tabel II.9**.

**Tabel II.9** Spesifikasi *Crude Glycerol* PT Wilmar Bioenergy Indonesia

Parameter	Unit	Spesifikasi
Kadar gliserol	%	80 min
Air	%	15 maks
Kandungan abu	%	10 maks
Garam	%	10 maks
Methanol	%	1 maks
MONG	%	3 maks

Standar kualitas *crude glycerol* dari hasil samping produksi biodiesel ditunjukkan pada **Tabel II.10**.

**Tabel II.10** Spesifikasi Gliserol

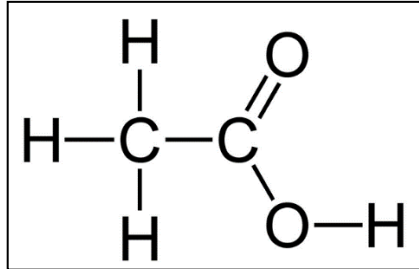
Karakteristik	BS2621:1979 Soap lye crude glycerol	SNI 06-1564- 1989 Gliserol Kasar
Gliserol %	80	80
Abu % (max)	10	10
Matter Organic Non Glycerol % (MONG)	2.5	2.5
Air % (max)	10	10
Propane1,3 diol / Trimethylene Glycol (TMG) % (max)	0.5	-
Arsenik (ppm atau kg) (max)	2	2

(Naimah, 2010)

### II.3.2 Asam Asetat

Asam asetat atau *acetic acid* atau *ethanoic acid* adalah senyawa organik yang termasuk dalam golongan *carboxylic acid*. *Acetic acid* adalah *monoprotic acid* yang lemah, sehingga hanya sebagian kecil ion saja yang dapat terdisosiasi dalam air dan reaksi ini ada kesetimbangannya dapat bergeser ke kiri atau ke

kanan tergantung pada kondisi dari reaksi. Asam asetat lebih dikenal sebagai asam cuka ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ) adalah suatu senyawa berbentuk cairan, tidak berwarna, berbau menyengat, memiliki rasa asam yang tajam (Patnaik, 2007). Rumus struktur asam asetat dapat dilihat pada **Gambar II.6**.



**Gambar II.6** Rumus Struktur Asam Asetat (Patnaik, 2007)

Karakteristik gliserol dapat dibedakan ke dalam sifat fisik dan kimia.

1. Sifat-sifat fisik asam asetat (Perry, 1976)

- Nilai pH (50g/H<sub>2</sub>O) : (20°C) 2,5
- Kekentalan dinamik : (20°C) 1,22 m/s
- Kekentalan kinematik : (20°C) 1,77
- Batas Ledakan : lebih rendah 4 vol %, lebih tinggi 19,9 vol %
- Tekanan uap : (20°C) 1,54 hPa
- Densitas uap relatif : 2,07
- Densitas : (20°C) 1,05 g/cm
- Kelarutan dalam air : (20°C) dapat larut

Data *thermophysical property* untuk asam asetat dapat ditampilkan dalam **Tabel II.11**.

**Tabel II.11** *Thermophysical Property Data* untuk Asam Asetat

Properti	Nilai	Unit	Source
Titik didih	118,1	°C	Perry dkk, 1976
Titik lebur	16,7	°C	Perry dkk,

			1976
<i>Spesific gravity</i>	1,049 <sup>20/4</sup>	-	Perry dkk, 1976
$\Delta_r S$ ; T=290,06 K	38,36	J/mol.K	Pickering, 1895
<i>Critical Temperature, T<sub>c</sub></i>	591,95	K	Perry dkk, 1976
<i>Critical Volume, V<sub>c</sub></i>	0,177	m <sup>3</sup> /kmol	Perry dkk, 1976
<i>Critical Pressure, P<sub>c</sub></i>	5,786	Mpa	Perry dkk, 1976
<i>Heat of fusion</i>	46,68	cal/g	Perry dkk, 1976

## 2. Sifat-sifat kimia asam asetat (Rosmayanti, 2014)

- Rumus kimia : CH<sub>3</sub>COOH
- Berat molekul : 60,05 g/mol

Meskipun sudah ada pabrik asam asetat di Indonesia, belum ada standar nasional yang mengatur spesifikasi asam asetat yang diperjualbelikan. Spesifikasi asam asetat berdasarkan standar internasional ditunjukkan pada **Tabel II.12**.

**Tabel II.12** Spesifikasi Asam Asetat

<b>Karakteristik</b>	<b>Unit</b>	<b>Nilai yang di jamin</b>
Wujud	-	Cairan tidak berwarna
Kemurnian	%	99,85 Min
Warna (Pt-Co)	-	5 Maks
Iron (Fe, dll)	Ppm	0,5 Maks
Asetaldehida	Ppm	5 Maks
Water	%	0,15
<i>Spesific Gravity</i> (20°C)	-	1,048 – 1,053
Logam Berat	Ppm	0,5 Maks

Klorida	Ppm	1 Maks
---------	-----	--------

(Eastman, 2014)

### II.3.3 Amberlyst-15

Amberlyst-15, salah satu jenis katalis resin penukar ion, yang merupakan katalis asam padat banyak digunakan pada reaksi esterifikasi karena aktivitas katalitiknya cukup tinggi. Data sifat amberlyst-15 dapat dilihat dalam **Tabel II.13**.

**Tabel II.13** Data Properti Amberlyst-15

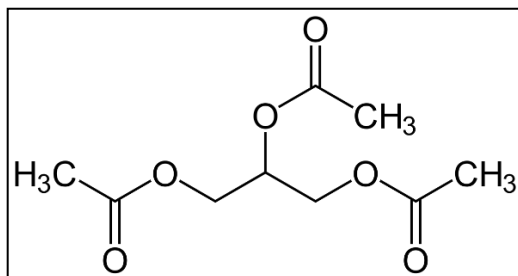
Properti	Spesifikasi
Total Kapasitas mmol/g [H +]	≥5 2
Kadar air %	51-57
Kepadatan g/ml	1.15-1.25
Ukuran partikel mm %	(0.315-1.25) ≥
Rata-rata ukuran pori nm	35-48
Luas permukaan m <sup>2</sup> /g	32—59
Volume pori ml/g	0.30-0.45
Suhu Operasi maksimum °C	120
Bentuk ion	Hidrogen
Bentuk fisik	Coklat buram manik-manik

(Sunresin New Material Co., 2001)

### II.3.4 Triacetin

*Triacetyl Glycerol* (TAG) atau Triacetin merupakan salah satu produk esterifikasi dari gliserol. Kegunaan Triacetin sangat banyak diantaranya sebagai zat tambahan makanan seperti penambah aroma, plastisizer untuk permen karet, pelarut, pemadatan serat selulosa asetil dalam pembuatan filter rokok dan

plastik, bahan aditif bahan bakar untuk mengurangi knocking pada mesin (menaikkan nilai oktan), serta dapat digunakan sebagai zat aditif biodiesel (Widayat dkk, 2013). *Triacetyl Glycerol* (TAG) atau Triacetin dibuat dari proses esterifikasi antara gliserol dan asam asetat dengan bantuan katalis. Selain produk Triasetat, produk lain yang terbentuk dari esterifikasi gliserol dengan asetat adalah *Mono Asetyl Gliserol* (MAG) dan *DiAsetyl Gliserol* (DAG). Dalam industri pangan MAG dan DAG digunakan untuk meningkatkan performa dari margarin, shortening dan aplikasi pangan yang lain. Triacetin memiliki rumus kimia  $C_9H_{14}O_6$  dan berat molekul sebesar 218,2 g/mol (Ash, 2004). Rumus struktur triacetin ditampilkan pada **Gambar II.7**.



**Gambar II.7** Rumus Struktur Triacetin (Ash, 2004)

Data sifat bahan triacetin dalam *thermophysical property* dapat dilihat dalam **Tabel II.14**.

**Tabel II.14** *Thermophysical Property Data* untuk Triacetin

Properti	Nilai	Unit	Source
Titik didih	258	°C	Fiume, 2003
Titik lebur	-78	°C	Fiume, 2003
Titik Nyala	280	°F	Fiume, 2003
<i>Spesific gravity at 25 C</i>	1,156	-	ESCA Chemical
$\Delta_f G^\circ$	-673,3	kJ/mol	Joback Method
$\Delta_f H^\circ_{\text{liquid}}$	-1330,8	kJ/mol	NIST Webbook

$\Delta_f H^\circ_{\text{gas}}$	-968,77	kJ/mol	Joback Method
$\Delta_c H^\circ_{\text{liquid}}$	-4211,6	kJ/mol	NIST Webbook
$\Delta_{\text{vap}} H^\circ$	82	kJ/mol	NIST Webbook
$\Delta_{\text{fus}} H^\circ$	23,9	kJ/mol	Joback Method
$S^\circ_{\text{liquid}}$	458,3	J/mol.K	NIST Webbook
<i>Heat Capacity Liquid</i> ( $C_{p, \text{liquid}}$ ); T=298,15 K	389	J/mol.K	NIST Webbook
<i>Heat Capacity Gas</i> ( $C_{p, \text{gas}}$ ); T=633,75 K	409,69	J/mol.K	Joback Method
<i>Critical Temperature</i> , $T_c$	825,52	K	Joback Method
<i>Critical Volume</i> , $V_c$	0,61	m <sup>3</sup> /kgmol	Joback Method
<i>Critical Pressure</i> , $P_c$	2668,02	kPa	Joback Method
Kelarutan Air pada 20°C	64	g/L	ChemNet

Di Indonesia, belum ada pabrik triacetin. Padahal kebutuhan triacetin sangatlah dibutuhkan dalam berbagai industri pangan. Oleh karena itu, **Tabel II.15** menunjukkan spesifikasi produk triacetin untuk industri pangan berdasarkan standar internasional.

**Tabel II.15** Spesifikasi Produk Triacetin yang Diinginkan

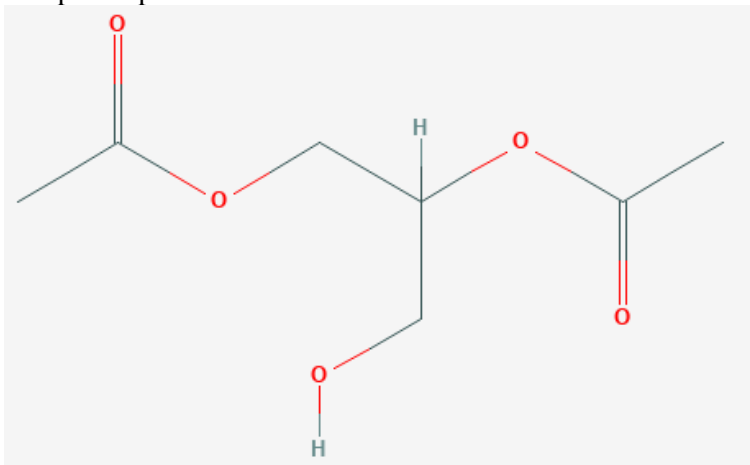
Karakteristik	Unit	Nilai yang dijamin
Wujud	-	Cairan tidak berwarna

Kemurnian	%	99,0 Min
Warna (Pt-Co)	-	10 Maks
Kelembaban	%	0,05 Maks
Keasaman	%	0,002 Maks
Indeks Bias (25°C)	-	1,429 – 1,431
Densitas Relatif (25°C)	-	1,154 – 1,164
Logam Berat	Ppm	10 Maks
Klorida	Ppm	3 Maks

(McKinn, 2017)

### II.3.5 Diacetin

*Diacetyl Glycerol* (DAG) atau Diacetin merupakan salah satu produk esterifikasi dari gliserol. Diacetin ini pada umumnya digunakan untuk tambahan pada industri semen, cat, dan juga kosmetik. Diacetin terbentuk sebagai produk samping dari proses esterifikasi antara gliserol dan asam asetat dengan bantuan katalis. Diacetin memiliki rumus kimia  $C_7H_{12}O_5$  dan berat molekul sebesar 176,17 g/mol (Ash, 2004). Rumus struktur diacetin ditampilkan pada **Gambar II.8**.



**Gambar II.8** Rumus Struktur Diacetin (Ash, 2004)



Data sifat bahan diacetin dalam *thermophysical property* dapat dilihat dalam **Tabel II.16**.

**Tabel II.16** *Thermophysical Property Data* untuk Diacetin

<b>Properti</b>	<b>Nilai</b>	<b>Unit</b>	<b>Source</b>
Titik didih	240,3	°C	Fiume, 2003
Titik lebur	-30	°C	Fiume, 2003
Titik Nyala	90,7	°C	Fiume, 2003
<i>Specific gravity at 25 C</i>	1,18-1.195	-	ESCA Chemical
$\Delta_f G^\circ$	-599,04	kJ/mol	Joback Method
$\Delta_f H^\circ_{\text{liquid}}$	-1120,7	kJ/mol	NIST Webbook
$\Delta_f H^\circ_{\text{gas}}$	-834,92	kJ/mol	Joback Method
$\Delta_c H^\circ_{\text{liquid}}$	-3348,9	kJ/mol	NIST Webbook
$\Delta_{\text{vap}} H^\circ$	65,78	kJ/mol	NIST Webbook
$\Delta_{\text{fus}} H^\circ$	20,3	kJ/mol	Joback Method
$S^\circ_{\text{liquid}}$	458,3	J/mol.K	NIST Webbook
<i>Heat Capacity Liquid</i> ( $C_{p, \text{liquid}}$ ); T=298,15 K	389	J/mol.K	NIST Webbook
<i>Heat Capacity Gas</i> ( $C_{p, \text{gas}}$ ); T=633,75 K	325,66	J/mol.K	Joback Method
<i>Critical Temperature, T<sub>c</sub></i>	784,28	K	Joback Method
<i>Critical Volume,</i>	0,49	m <sup>3</sup> /kgmol	Joback

$V_c$			Method
<i>Critical Pressure,</i> $P_c$	3468,36	kPa	Joback Method

**Tabel II.17** menunjukkan spesifikasi produk diacetin berdasarkan standar internasional.

**Tabel II.17** Spesifikasi Produk Diacetin yang Diinginkan

<b>Karakteristik</b>	<b>Unit</b>	<b>Nilai yang dijamin</b>
Wujud	-	Cairan tidak berwarna
Kemurnian	%	93,0 Min
Warna (Pt-Co)	-	15 Maks
Kelembaban	%	0,05 Maks
Keasaman	%	0,002 Maks
Indeks Bias (25°C)	-	1,429 – 1,431
Densitas Relatif (25°C)	-	1,154 – 1,164
Logam Berat	Ppm	10 Maks
Klorida	Ppm	3 Maks

(McKinn, 2017)

## **BAB III**

### **SELEKSI DAN URAIAN PROSES**

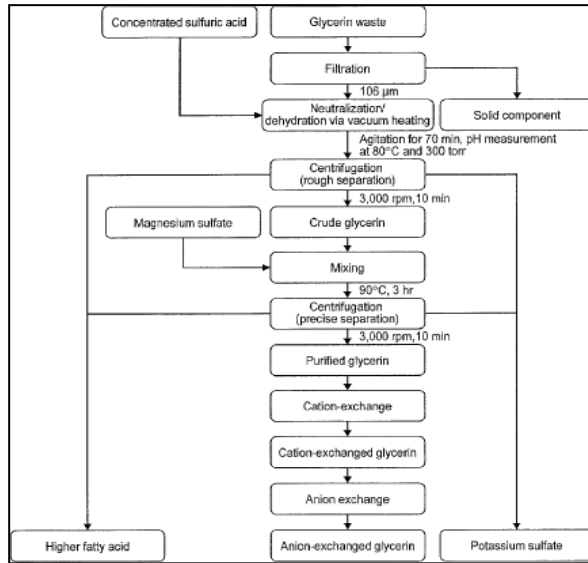
Dalam merancang suatu pabrik, kita perlu mengetahui macam-macam proses yang digunakan untuk menghasilkan triacetin. Dalam pemilihan proses perlu mempertimbangkan beberapa aspek yang terdiri dari bahan baku, harga, *safety*, waktu reaksi, hasil reaksi, *yield*, dan kondisi operasi.

#### **III.1 Pemilihan Proses Pemurnian Gliserol**

Sebelum terjadi proses produksi triacetin, bahan gliserol yang berasal dari limbah biodiesel harus dilakukan *pre-treatment* terlebih dahulu. Gliserol mentah dari industri biodiesel mengandung gliserol, alkohol dan air. Tujuannya adalah untuk menghilangkan impuritas dan mengurangi kadar air yang ada pada gliserol. Proses pemurnian gliserol dapat dilakukan dengan dua rangkaian proses sebagai berikut.

##### **III.1.1 Proses Pemurnian Kondo (*U. S. Patent No 8,940,947*)**

Terdapat 3 alat pemisah utama dalam proses ini diantaranya penyaring, tabung sentrifugal, dan *ion exchanger*. Penyaring sebagai pemisahan utama untuk menyaring bahan padat. Tabung sentrifugal menggunakan gaya sentrifugal untuk memisahkan liquid - liquid yang memiliki berat jenis berbeda. *Ion exchanger* yang terdapat penukar kation dan penukar anion ini digunakan untuk meningkatkan kemurnian gliserol. Blok diagram pemurnian gliserol Kondo secara umum dapat dilihat pada Gambar III.1 ini.



**Gambar III.1** Blok Diagram Proses Kondo

Gliserol disalurkan menggunakan pompa menuju saringan untuk menyaring komponen- komponen solid. Lalu, ditambahkan asam sulfat dalam mixer untuk dicampur selama 70 menit disertai dengan pemanasan pada suhu  $80^{\circ}\text{C}$  dan 0,4 bar. Lalu, hasil pencampuran yang menghasilkan pH 6-8 ini dialirkan menuju tabung sentrifugal dengan tambahan pompa. Tabung sentrifugal bergerak dengan 3000 rpm selama 10 menit. Hasil proses ini menghasilkan pemisahan gliserol pada lapisan tengah, asam lemak yang lebih tinggi pada lapisan atas, dan kalium sulfat pada lapisan bawah. Lalu, memasuki mixer dengan penambahan magnesium sulfat. Pencampuran dilakukan pada suhu  $90^{\circ}\text{C}$  selama 3 jam. Setelah itu, dilakukan pemisahan dengan gaya sentrifugal menggunakan tabung sentrifugal pada 3000 rpm selama 10 menit. Alhasil, asam lemak menuju lapisan atas, kalium sulfat menuju lapisan bawah dan gliserol murni berada pada bagian tengah lapisan. Gliserol murni ini mengandung 0,03% berat kalium sulfat.

Gliserol murni dialirkan ke mixer untuk pencampuran gliserol murni dengan 10% berat air sebelum menuju ke alat ion exchanger.

Terdapat dua macam tangki dalam unit proses penukar ion, yaitu tangki penukar kation, dan tangki penukar anion. Penukaran ion adalah proses dimana ion-ion dari suatu larutan elektrolit diikat pada permukaan bahan padat sebagai pengganti ion-ion. Pertukaran hanya dapat terjadi diantara ion-ion sejenis dan berlangsung dalam waktu singkat, yaitu pada saat terjadi kontak antara larutan elektrolit dengan penukar ion. Pada unit ini digunakan resin sebagai bahan penukar ion. Bahan ini memiliki ukuran butiran-butiran yang agak kasar (granula). Umumnya resin penukar ion tahan terhadap suhu tinggi, tahan terhadap korosi atau kerusakan karena asam maupun basa ataupun bahan-bahan organik lainnya, serta tahan terhadap tekanan osmosis. Tujuan dari pertukaran ion ini adalah menjernihkan gliserol.

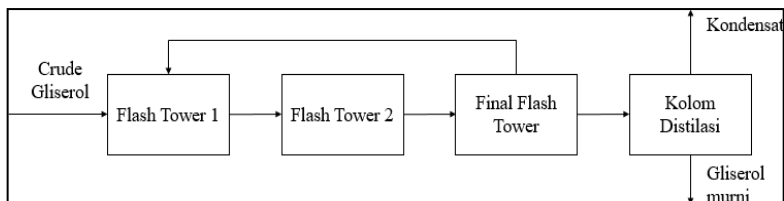
Pada tangki penukar kation, seluruh ion  $K^+$  dan  $Mg^{2+}$  terlarut akan diikat oleh resin dan digantikan dengan ion  $H^+$ . Jenis resin yang digunakan dalam tangki penukar kation adalah Diaion PK216 (H). Dari tangki penukar kation, gliserol kemudian dialirkan ke tangki pertukaran anion, dimana pada tangki penukar anion, seluruh ion  $SO_4^{2-}$  akan diikat oleh resin dan digantikan dengan ion  $OH^-$ . Jenis resin yang digunakan dalam tangki penukar anion adalah Diaion PA316(OH).

Setelah melewati proses penukaran ion ini, gliserol yang dihasilkan akan memiliki kemurnian sebesar 97% dengan kadar air sebesar 1,5%. Keseluruhan proses penukaran ion berlangsung.

### **III.1.2 Proses Pemurnian Ueoka (U. S. Patent No 6,288,287)**

Dalam proses ini, pemurnian gliserol dari limbah biodiesel dilakukan dengan menggunakan dua jenis alat, yaitu *flash tower* dan kolom distilasi. *Flash tower* merupakan salah satu jenis separator yang dirancang pada tekanan rendah (>125 Psi). Kolom distilasi sebagai alat yang umum digunakan dalam industri untuk pemisahan komponen berdasarkan volatilitas komponen yang

dilengkapi dengan kondensor dan reboiler. Pemasangan alat ini adalah dengan memasang seri 2 atau lebih *flash tower*, disambung dengan kolom distilasi, dan dihubungkan ke *flash tower* akhir. Gambar III.2 adalah gambaran blok diagram proses pemurnian gliserol Ueoka secara umum.



**Gambar III.2** Blok Diagram Proses Ueoka

Dalam *flash tower*, air keluar sebagai distilat dan diuapkan dan di-*recovery* dalam kondensor dan gliserol keluar sebagai produk bawah untuk diumpankan ke flash tower berikutnya. Prosedur ini akan berulang sampai kadar air dalam gliserol maksimal sebesar 0,1%. Kondisi operasi pada flash tower dipilih pada tekanan 0,13 – 40 kPa dan suhu 90 – 140°C. Kondisi operasi pada kolom distilasi dipilih pada tekanan 0,13 kPa – 11,7 kPa dan suhu 160°C. Suhu operasi pada kondensor di kolom distilasi sebesar 80 – 130°C.

Setelah melewati serangkaian proses ini, gliserol yang dihasilkan akan memiliki kemurnian sebesar 99,9 % dengan kadar air sebesar 0,1 %.

### III.1.3 Proses Pemurnian Brockmann (*U.S. Patent No 4,655,879*)

Proses ini merupakan pemurnian gliserol mentah menggunakan distilasi. Langkah- langkah secara bertahap pada proses ini meliputi evaporasi, rektifikasi, *bleaching*, dan separasi.

Gliserol mentah yang mengandung sekitar 10% berat air dicampurkan ke dalam *mixer* dengan larutan *aqueous* alkali hidroksida (50% NaOH) pada kondisi temperatur 90 – 100°C selama kurang lebih 1 jam. Selama pencampuran terjadi,

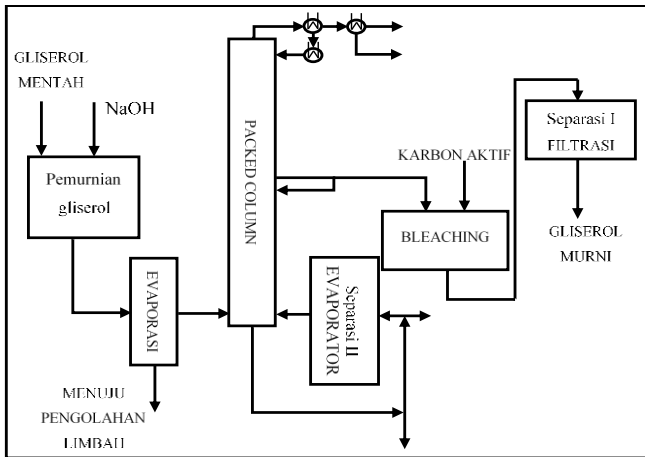
dilakukan penambahan udara bertekanan  $10 \text{ N/m}^3$  dari bawah *mixer* setiap  $\text{m}^3$  gliserol mentah.

Hasil dari pencampuran dialirkan menuju pemanas dan dipanaskan hingga suhu sekitar  $140^\circ\text{C}$ . Kemudian, dilanjutkan menuju evaporator dengan penguapan vakum (maks. 15 mbar) dan pada kondisi temperatur  $165 - 180^\circ\text{C}$  dengan pengadukan secara mekanis. Residu dari proses ini berupa pembentukan sabun selama alkalisasi, garam dan gliserol polimer.

Uap yang dihasilkan dari proses ini dilanjutkan menuju bagian paling bawah dari *packed column*. Kolom dilengkapi dengan *low-pressure-loss plates* sehingga tingkat tertinggi dari separasi mengandung tanpa gliserol yang telah terurai oleh tekanan yang tinggi dan setidaknya terdapat tujuh *stages* separasi secara teoritis pada kolom. Uap yang dihasilkan dari kolom sebagian diendapkan dalam kondensator pertama pada  $80 - 90^\circ\text{C}$  dan *head pressure* sekitar 5 sampai 10 mbar, sisanya dikondensasi pada  $20 - 30^\circ\text{C}$  dalam kondensator kedua. Jumlah kondensat dari kondensator kedua sekitar 1% dari jumlah gliserol mentah yang digunakan. Kondensat dari kondensator pertama didinginkan pada  $30 - 50^\circ\text{C}$  dan dikembalikan menuju puncak kolom, terlebih dahulu melewati kondensator *reflux*. Produk bawah dari *packed column* kemudian dilanjutkan menuju proses evaporasi dalam *falling-film* evaporator pada suhu  $150 - 180^\circ\text{C}$ . Setelah itu, uap dikembalikan ke kolom.

Produk utama secara terus-menerus dipindahkan dari kolom sebagai *liquid sidestream* pada ketinggian 1/3 dari ketinggian kolom, aliran parsial dikembalikan ke kolom segera di bawah titik *sidestream* pada suhu yang sama. Sisa dari produk utama kemudian didinginkan pada suhu  $80 - 90^\circ\text{C}$  secara opsional dengan melewati kondensator ketiga dan setelahnya dilakukan penambahan zat pemutih menggunakan karbon aktif dalam jumlah 0,1-0,3% berat, diaduk di bawah nitrogen dalam bejana selama 15 - 30 menit pada  $80 - 90^\circ\text{C}$  dan dilewatkan melalui suatu saringan (*filter press*) untuk memisahkan zat pemutih.

Setelah melewati serangkaian proses ini, gliserol yang dihasilkan berkisar 99,8 – 99,9%. Setelah pemutihan, produk yang dihasilkan tidak berwarna dan jernih. Produk ini tidak mengandung residu garam dan kadar air kurang dari 0,1%. Dengan kualitas seperti ini, diperoleh gliserol dengan *yield* dari 90 – 95%. Dari Gambar III.3 di bawah, digambarkan proses pemurnian gliserol Brockmann secara umum.



**Gambar III.3** Blok Diagram Proses Brockmann

### III.2 Seleksi Proses Pemurnian Gliserol

Tabel III.1 berikut merupakan hasil perbandingan uraian proses pemurnian gliserol.

**Tabel III.1** Perbandingan Uraian Proses Pemurnian Gliserol

Kriteria	Proses Kondo	Proses Ueoka	Proses Brockmann
<b>Bahan yang diperlukan</b>	Asam sulfat, magnesium sulfat, resin anion, resin kation	-	NaOH, karbon aktif

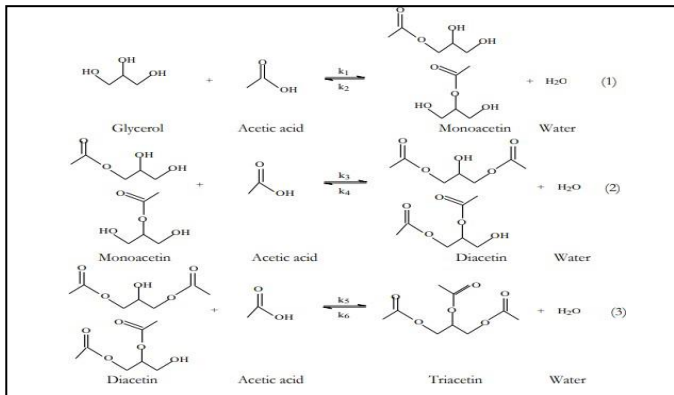


<b>Kriteria</b>	<b>Proses Kondo</b>	<b>Proses Ueoka</b>	<b>Proses Brockmann</b>
<b>Banyaknya alat</b>	Filtrat, tabung sentrifugal, mixer, ion exchanger	kolom flash, menara distilasi, kondensor, reboiler	<i>Mixer, evaporator, packed column, falling-film evaporator, tangki pemutihan, filtrasi</i>
<b>Kemurnian</b>	97%	99,1%	99,9%
<b>Kadar air</b>	1,5%	0,9%	0,1%

Dari Tabel III.1 diatas, dapat diketahui bahwa proses Ueoka tidak memerlukan bahan tambahan selain gliserol yang akan dimurnikan. Proses Ueoka juga memiliki jenis alat yang relatif lebih sedikit dibandingkan proses lainnya dan proses ini juga dapat menghasilkan tingkat kemurnian tinggi yakni 99,1% serta hanya mengandung 0,9% kadar air. Oleh karena itu, proses Ueoka terpilih sebagai proses pemurnian gliserol yang digunakan.

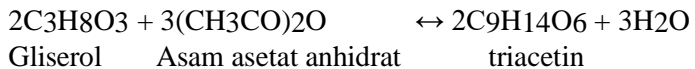
### **III.3 Pemilihan Proses Pembuatan Triacetin**

Selain melalui proses pemurnian, gliserol bertemu dengan asam asetat dan/atau asam asetat anhidrat untuk mengalami proses reaksi esterifikasi dan/atau asetilasi. Produk kedua proses ini adalah monoacetin, diacetin dan triacetin. Dari gambar III.4 dapat dilihat mekanisme reaksi yang terjadi antara gliserol dan asam asetat dalam pembuatan triacetin.



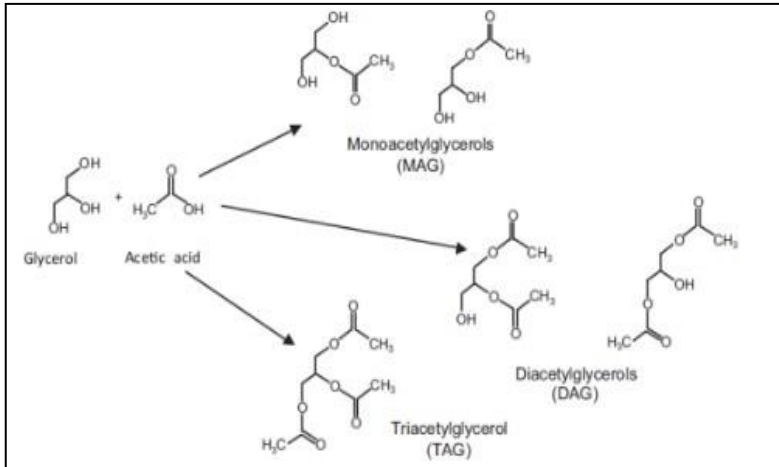
**Gambar III.4** Mekanisme Reaksi Esterifikasi Tiga Tahap untuk Menghasilkan Triacetin (Zahrul, Mufrodi, Rochmandi, Sutijan & Arief Budiman, 2014)

Adapun untuk reaksi asetilasi, penjabarannya sebagai berikut.



### III.3.1 Proses Howell (European Patent No 244,208)

Reaksi esterifikasi adalah reaksi antara asam karboksilat dengan senyawa alkohol yang membentuk ester. Ester asam karboksilat ialah suatu senyawa yang mengandung gugus  $-CO_2R$  dan R dapat berupa alkil maupun aril. Esterifikasi dapat dilangsungkan dengan katalis asam dan bersifat *reversible* (Fessenden, 1982). Pada proses gliserol, direaksikan dengan asam asetat glasial dengan menggunakan katalis. Dari reaksi tersebut menghasilkan produk triacetin dengan hasil sampingnya air. (Zahrul dkk, 2010).



**Gambar III.5** Mekanisme Reaksi Esterifikasi Gliserol dan Asam Asetat

Proses yang digunakan menggunakan bahan baku gliserol yang berasal dari produk samping pembuatan asam lemak (*fatty acid*) menggunakan minyak atau lemak hewan ataupun tanaman. Rumus formula gliserol ialah  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_n\text{COOH}$ . Selain itu, gliserol yang digunakan pada proses ini merupakan produk komersial yang memiliki kemurnian lebih besar dari 95%.

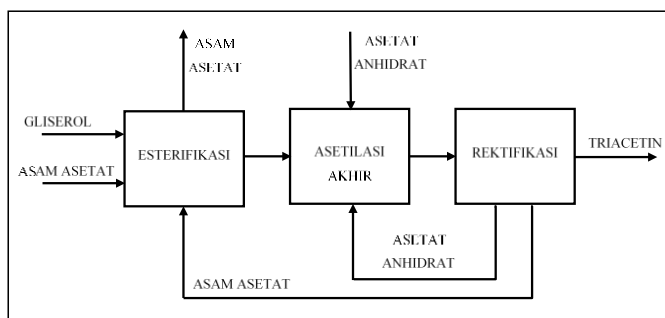
Produksi triacetin dari gliserol dilakukan dengan mereaksikan gliserol dengan asam asetat dengan perbandingan mol 1:3. Karena reaksi esterifikasi membutuhkan waktu yang lama, maka jenis reaktor yang digunakan adalah *Batch*. Katalis dan reaktan dimasukkan ke dalam reaktor tertutup pada suhu  $105^\circ\text{C}$  pada tekanan 1 bar dan reaksi dibiarkan berjalan untuk waktu tertentu. Dari penelitian ini, konversi gliserol untuk reaktor *batch* adalah 96,30%. Konversi dapat menjadi 100 % apabila menggunakan katalis seperti amberlyst-15, asam sulfat, dan lain-lain.

Untuk menghasilkan konversi 100% dengan menggunakan amberlyst-15, dibutuhkan waktu selama 4 jam. Hasil esterifikasi ini menghasilkan 2% monoacetin, 54%

diacetin, dan 44% triacetin (Goncalvez, 2008).

### III.3.2 Proses Bremus (U.S. Patent No 4,381,407)

Proses ini diselenggarakan secara kontinu untuk memproduksi triacetin sesuai spesifikasi yang dibutuhkan. Triacetin dapat dihasilkan dari gliserol, asam asetat dan asetat anhidrat yang mana hanya sejumlah kecil asam asetat yang dihilangkan karena tidak bereaksi. Gambar III.6 di bawah ini merupakan blok diagram proses Bremus secara umum.



**Gambar III.6** Blok Diagram Proses Bremus Pembuatan Triacetin

Pembuatan triacetin pada proses ini terjadi secara kontinyu dengan mereaksikan gliserol dengan asam asetat dan asetat anhidrat pada suhu tinggi. Proses ini dicirikan bahwa semua bahan direaksikan satu sama lain secara berlawanan arus di dalam kolom reaksi. Gliserol cair dimasukkan melalui puncak kolom reaksi esterifikasi bersama dengan dialirkan uap asam asetat dari bawah kolom pada tekanan 0,2 – 30 bar dan suhu 100 – 250°C selama 1 jam. Jenis kolom reaksi esterifikasi yang digunakan adalah *bubble column* dimana setidaknya memiliki 20 – 40 *plates*. *Bubble column* digunakan untuk mendapatkan waktu kontak yang diperlukan pada saat bersamaan beban uap rendah yang dihasilkan dari konstruksi kolom. Perbandingan rasio mol antara gliserol dan asam asetat adalah 1:3. Reaksi antara gliserol dan

asam asetat membentuk monoacetin, diacetin dan air. Kemudian, ditambahkan asetat anhidrat pada *plate* di sepertiga bagian bawah kolom reaksi. Asetat anhidrat bereaksi dengan air membentuk asam asetat yang kemudian akan mengonversi monoacetin dan diacetin menjadi triacetin. Dibutuhkan sejumlah kecil asetat anhidrat dalam kisaran 0,1 – 1,5 mol per jumlah mol total gliserol yang akan dikonversi menjadi triacetin.

Produk atas dari kolom reaksi esterifikasi kemudian akan masuk kolom rektifikasi. Gliserol, monoacetin dan diacetin yang ada pada produk atas kolom reaksi ini kemudian dikondensasi pada kolom rektifikasi dan dialirkan kembali menuju puncak kolom reaksi esterifikasi. Sedangkan, produk atas dari kolom rektifikasi mengandung asam asetat dan uap air. Sebanyak 3% berat dari asam asetat dikondensasi dan didinginkan hingga menjadi cair, kemudian diturunkan menjadi tekanan atmosfer menggunakan *valve*. Uap air dan sisa asam asetat yang tidak terkondensasi akan dilairkan menuju unit pengendalian limbah. Sedangkan, asam asetat yang terkondensasi akan dialirkan kembali menuju kolom rektifikasi.

Produk bawah dari kolom reaksi esterifikasi merupakan produk utama triacetin yang kemudian dialirkan menuju tangki penampungan triacetin. Konversi gliserol dari *bubble plate column* (kontinyu) adalah 98,51%.

### **III.3.3 Gross Profit Margin (GPM)**

Kelayakan pendirian suatu pabrik data diuji secara kasar dengan menggunakan perhitungan *Gross Profit Margin* (GPM). GPM merupakan perkiraan secara global mengenai keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk utama dan produk samping dikurangi dengan biaya bahan baku, tanpa melihat biaya peralatan, biaya operasi, dan biaya perawatan. Dalam Tabel III.2 telah dicantumkan daftar harga semua bahan baku yang digunakan dan produk yang dihasilkan dari pabrik ini.

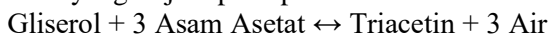
**Tabel III.2** Daftar Harga Bahan Baku dan Produk

No.	Bahan	Harga
1.	Gliserol	Rp 29.000,00
2.	Asam Asetat	Rp 1.470,00
3.	Asetat Anhidrat	Rp 4.536,00
4.	Triacetin	Rp 93.700,00
5.	Air	-

(ICIS, 2018)

**III.3.3.1 Gross Profit Margin Proses Howell**

Reaksi yang terjadi pada proses esterifikasi adalah



Didapatkan data hasil perhitungan *gross profit margin* proses Howell pada Tabel III.3 di bawah ini.

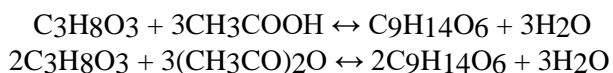
**Tabel III.3** *Gross Profit Margin* Proses Howell

	Reaktan		Produk	
	Gliserol	Asam Asetat	Triacetin	Air
<b>Koefisien reaksi</b>	1	3	1	3
<b>Berat molekul (g/gmol)</b>	92,09	60,05	218,21	18
<b>Massa (gram)</b>	92,09	180,15	218,21	54
<b>Massa/massa Triacetin</b>	0,422	0,8256	1	0,2475
<b>Harga (Rp/kg)</b>	29.000	4.536	93.700	-

$$\begin{aligned}
 \text{GPM} &= (\text{Harga} \times \text{Massa/massa TAG})_{\text{produk}} - (\text{Harga} \times \text{Massa/massa TAG})_{\text{reaktan}} \\
 &= (93.700 \times 1) - ((29.000 \times 0,422) + (4.536 \times 0,7)) \\
 &= \text{Rp } 80.248,368 / \text{kg TAG}
 \end{aligned}$$

### III.3.3.2 Gross Profit Margin Proses Bremus

Reaksi yang terjadi pada proses asetilasi dan esterifikasi adalah



Didapatkan data hasil perhitungan *gross profit margin* proses Bremus pada Tabel III.4 di bawah ini.

**Tabel III.4** *Gross Profit Margin* Proses Bremus

	Reaktan			Produk	
	Gliserol	Asam Asetat	Asetat Anhidrat	Triacetin	Air
<b>Koefisien reaksi</b>	1	1	1	1	2
<b>Berat molekul (g/gmol)</b>	92,09	60,05	102	218,21	18
<b>Massa (gram)</b>	92,09	60,05	102	218,21	36
<b>Massa/massa Triacetin</b>	0,422	0,275	0,467	1	0,165
<b>Harga (Rp/kg)</b>	29.000	1.470	4.536	93.700	-

$$\text{GPM} = (\text{Harga} \times \text{Massa/massa TAG})_{\text{produk}} - (\text{Harga} \times$$

$$\begin{aligned}
 & \text{Massa/massa TAG)reaktan} \\
 & = (93.700 \times 1) - ((29.000 \times 0,422) + (1.470 \times \\
 & 0,275) + (4.536 \times 0.467)) \\
 & = \text{Rp } 78.939,438 / \text{ kg TAG}
 \end{aligned}$$

### III.4 Perbandingan Masing-masing Proses

Dari kedua uraian proses yang telah dijelaskan di atas yakni proses Howell dan proses Bremus dalam pembuatan triacetin, dibuat ringkasan untuk perbandingan kedua proses tersebut pada Tabel III.5 ini.

**Tabel III.5** Uraian Perbandingan Proses

<b>Kriteria</b>	<b>Proses Howell</b>	<b>Proses Bremus</b>
<b>Ketersediaan Bahan Baku</b>	Gliserol (PT. Wilmar Bioenergy Indonesia) Asam Asetat (PT. Indo Acidatama Tbk)	Gliserol (PT. Wilmar Bioenergy Indonesia) Asam Asetat (PT. Indo Acidatama Tbk) Asetat Anhidrat (Shangzai Ruizheng Chemical Technology Co., Ltd)
<b>GPM</b>	Rp 80.248,368	Rp 78.939,438
<b>Tipikal Kondisi Proses</b>	T = 50 – 60°C P = Atmosferik Waktu kontak reaktan (t) = ± 160 menit Ratio Gliserol : Asam Asetat = 1:3	T = 100 – 250°C P = 0,2 – 30 bar Waktu kontak reaktan (t) = ± 1 jam Ratio Gliserol : Asam Asetat = 1:3 Ratio Gliserol : Asetat Anhidrat = 1:1
<b>Konversi</b>	100%	98,5%

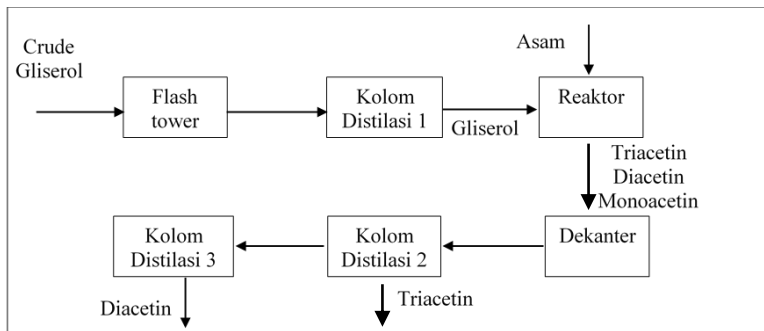
Dapat dilihat bahwa proses Howell bisa menghasilkan nilai GPM yang lebih tinggi dibandingkan proses Bremus. GPM



antara kedua proses tidak jauh berbeda dan hanya memiliki selisih sebesar Rp 1.308,93. Selain itu, bahan baku yang digunakan pada proses Howell lebih sederhana dibandingkan pada proses Bremus yang membutuhkan bahan lebih banyak. Dari segi alat, proses Howell lebih sedikit untuk jumlah alatnya. Oleh karena itu, dipilih proses Howell sebagai proses pembuatan triacetin dalam pabrik ini.

### III.5 Deskripsi Proses Terpilih

Produksi triacetin dari gliserol dilakukan melalui tiga tahap, yaitu pre-treatment, esterifikasi, dan purifikasi. Gambar III.7 adalah blok diagram proses pembuatan triacetin yang digunakan secara umum dalam pabrik ini. Berikut adalah uraian ketiga tahap dalam produksi triacetin.



**Gambar III.7** Blok Diagram Proses Pembuatan Triacetin

#### III.5.1 Unit Pre-Treatment

*Crude glycerol* yang diperoleh dari PT Wilmar Bioenergy Indonesia mengandung 80,8% gliserol, 16,8% air, 1,9 % 2-metoksi-1,3-propanediol, dan 0,05% 3-metoksi-1,2-propanediol. Sebelum direaksikan dengan asam asetat, *crude glycerol* harus dipisahkan dari impuritas-impuritasnya melalui proses *pre-treatment*. Di bagian *pre-treatment*, *crude glycerol* dari tangki penyimpanan F-111 dipompa menuju ke *heat*

*exchanger* E-113 untuk dipanaskan hingga bersuhu 111°C. Kemudian memasuki *flash tower* D-110. *Flash tower* D-110 ini bertujuan untuk membuang air dalam gliserol dengan memanfaatkan prinsip kesetimbangan fase uap-cair. *Flash tower* D-110 ini berada pada kondisi vakum yaitu 0,1 bar. Untuk menciptakan kondisi vakum, uap yang tidak bisa terkondensasi oleh kondensor akan ditarik oleh *steam jet ejector* dengan *steam* sebagai fluida penggerak. *Steam* dan uap non kondensasi bercampur dan diteruskan ke *barometric condenser* untuk dikondensasi dan dialirkan ke WWT (*Waste Water Treatment*).

*Crude glycerol* yang mengandung kemurnian 96% memasuki *heat exchanger* E-121 untuk dipanaskan hingga bersuhu 122°C. Kemudian, memasuki kolom distilasi D-120 untuk dimurnikan hingga 99,99%. Kolom distilasi D-120 berada dalam kondisi vakum sehingga membutuhkan bantuan *steam jet ejector* dan *barometric condenser*. Gliserol yang telah dimurnikan didinginkan dengan *heat exchanger* E-113 dan *cooler* E-213 sebelum memasuki tangki intermediet gliserol F-214.

### **III.5.2 Unit Esterifikasi**

Gliserol dari tangki intermediet gliserol F-214 dan asam asetat dari tangki penyimpanan F-216 dialirkan menuju reaktor esterifikasi R-210. Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah reaksi esterifikasi antara gliserol dengan asam asetat membentuk monoacetin, diacetin, dan triacetin.

Karena reaksi esterifikasi membutuhkan waktu yang lama, maka jenis reaktor yang digunakan adalah *Batch*. Katalis yang berupa amberlyst-15 dan reaktan dimasukkan ke dalam reaktor yang dilindungi dengan jaket pendingin pada suhu 105°C pada tekanan 1 bar dan reaksi berlangsung secara eksoterm. Setelah 4 jam reaksi, dihasilkan konversi 100% dengan menghasilkan 2% monoacetin, 54% diacetin, dan 44% triacetin.

Hasil reaksi esterifikasi diumpankan menuju proses selanjutnya yaitu decanter H-220 untuk dilakukan pemisahan

dari perbedaan massa jenis sehingga didapatkan produk bawah triacetin sebesar 52%.

### III.5.3 Unit Purifikasi

Unit purifikasi merupakan unit permurnian produk berupa triacetin sebagai produk utama dan diacetin sebagai produk samping yang telah terbentuk. Untuk memenuhi spesifikasi produk yang diinginkan maka dilakukan penghilangan kandungan yang lain pada triacetin. Produk bawah dekanter H-220 memasuki kolom distilasi D-310. Kolom distilasi D-310 berada dalam kondisi vakum sehingga membutuhkan bantuan *steam jet ejector* dan *barometric condenser*. Produk bawah dari kolom distilasi D-310 diumpangkan ke *cooler* E-3110 untuk memasuki tangki penyimpanan triacetin F-3111.

Distilat dari kolom distilasi D-310 diumpangkan ke kolom distilasi D-320. Distilat dari kolom distilasi D-320 diumpangkan ke WWT. Sedangkan produk bawah yang berupa diacetin dari kolom distilasi D-320 diumpangkan ke *cooler* E-326. Kemudian, diacetin disimpan ke dalam tangki penyimpanan F-327.

Pada Tabel III.6 berikut ini adalah ringkasan kondisi proses-proses yang ada pada teknologi Esterifikasi.

**Tabel III.6** Kondisi Operasi pada Proses Terpilih

<b>Proses</b>	<b>Kondisi Proses</b>
<b>Pre-Treatment</b>	T = 120 – 250°C P = 0,1 – 5 bar
<b>Esterifikasi</b>	T = 105°C P = 1 Bar Waktu kontak Reaktan = ± 4 jam Ratio Gliserol : Asam Asetat = 1:3
<b>Purifikasi</b>	T = 30 – 250°C P = 0,2 – 2 bar

(European Patent, 1996)

## BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

### IV.1 NERACA MASSA

Dalam perhitungan neraca massa berlaku hukum kekekalan massa dengan *steady state*, maka:

$$\text{Akumulasi} = \text{Massa arus masuk} - \text{Massa arus keluar}$$

Stady state, maka akumulasi = 0

$$\text{Massa arus masuk} = \text{Massa arus keluar}$$

*(Himmelblau, David M. Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering, 8th Edition. Prentice Hall)*

Kapasitas Produksi	=	46000 ton/tahun
	=	139393.9 kg/hari
	=	5808.081 kg/jam
1 tahun	=	330 hari
1 hari	=	24 jam
Gliserol	=	59400.00 ton/tahun
	=	180000.0 kg/hari
	=	7500.0 kg/jam
Basis	=	1 jam operasi
satuan	=	kg

**Tabel IV.1** Komposisi Crude Gliserol (PT. Wilmar Bioenergy Indonesia)

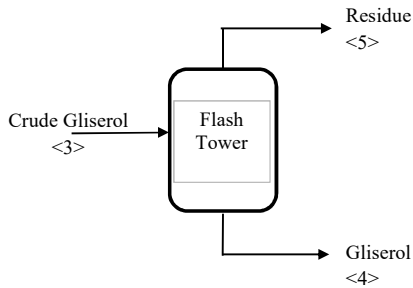
Komponen	Komposisi (%)	Massa (kg/jam)
Gliserol	80.8	6060.000
Air	16.8	1260.000
3-M-PD*	1.9	142.500
2-M-PD**	0.5	37.500
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>	<b>7500.000</b>

\* 3-Methoxy-1,2-Propanediol

\*\* 2-Methoxy-1,3-Propanediol

#### IV.1.1 Flash Tower

Fungsi : Memisahkan antara Residue dengan Gliserol  
 Kondisi Operasi : T = 86.87 °C = 360 K  
 P = 0.1 bar



**Gambar IV.1** Blok Diagram pada Crude Glycerol Flash Separator Tank

**Tabel IV.2** Neraca Massa Crude Glycerol Flash Separator Tank

Masuk			Keluar		
Arus <3>			Arus Atas <5>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	0.808	6060.000	Gliserol	0.004	4.285
Air	0.168	1260.000	Air	0.995	1028.164
3-M-PD	0.019	142.500	3-M-PD	0.001	1.041
2-M-PD	0.005	37.500	2-M-PD	0.000	0.121
<b>Jumlah</b>	<b>1.000</b>	<b>7500.000</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1.000</b>	<b>1033.611</b>
			Keluar		
			Arus Bawah <4>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Gliserol	0.936	6055.715
			Air	0.036	231.836
			3-M-PD	0.022	141.459
2-M-PD	0.006	37.379			
<b>Jumlah</b>	<b>1.000</b>	<b>6466.389</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1.000</b>	<b>6466.389</b>
<b>Total</b>		<b>7500.00</b>	<b>Total</b>		<b>7500.00</b>

#### IV.1.2 Kolom Distilasi I (D-112)

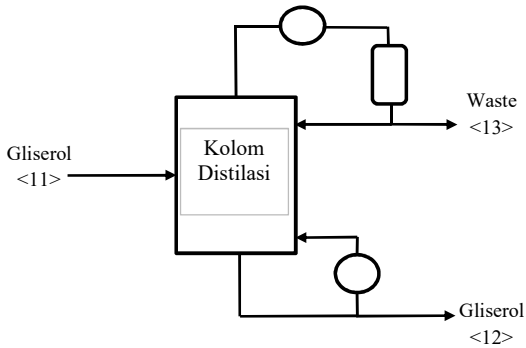
Fungsi : Meningkatkan kemurnian Gliserol

Kondisi : P = 0.25 bar

Tfeed = 112.8 °C

Tatas = 164.4 °C

Tbawah = 246.6 °C



Gambar IV.2 Blok Diagram pada Crude Glycerol Distillation Column

Tabel IV.3 Neraca Massa Crude Glycerol Distillation Column

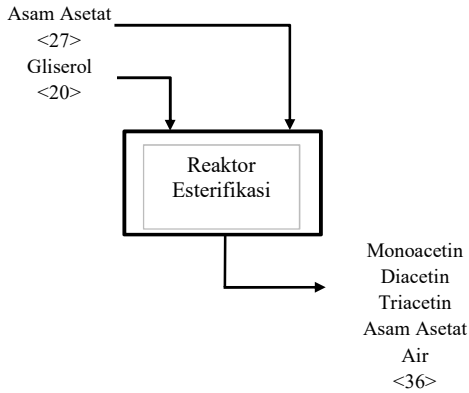
Masuk			Keluar		
Arus <11>			Arus Atas <13>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	0.9365	6,055.7150	Gliserol	0.1286	60.5572
Air	0.0359	231.8364	Air	0.4924	231.8364
3-M-PD	0.0219	141.4590	3-M-PD	0.3004	141.4590
2-M-PD	0.0058	37.3789	2-M-PD	0.0786	37.0051
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>6,466.3894</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>470.8577</b>
			Keluar		
			Arus Bawah <12>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Gliserol	0.9999	5,995.1579
2-M-PD	0.0001	0.3738			
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>5,995.5317</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>5,995.5317</b>
<b>Total</b>		<b>6,466.3894</b>	<b>Total</b>		<b>6,466.3894</b>

#### IV.1.3 Reaktor Esterifikasi (R-310)

Fungsi : Pembentukan Triacetin

Kondisi : T = 105 °C

P = 1 bar



Gambar IV.3 Blok Diagram pada Esterification Reactor

Tabel IV.4 Neraca Massa Esterification Reactor

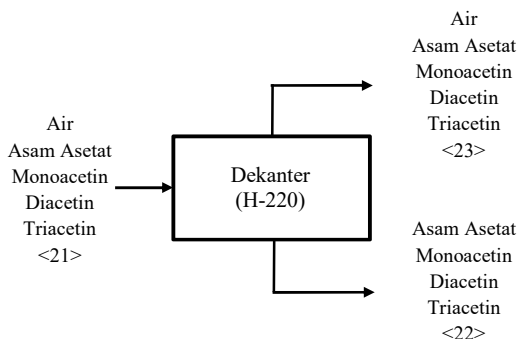
Masuk			Keluar		
Arus <20>			Arus Bawah <28>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Gliserol	1.00	5,995.16	Asam Asetat	0.13	2,259.66
<b>Jumlah</b>	<b>1.00</b>	<b>5,995.16</b>	Monoacetin	0.01	174.65
<b>Masuk</b>			Diacetin	0.35	6,173.16
<b>Arus &lt;27&gt;</b>			Triacetin	0.35	6,278.49
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>	<b>Massa (kg)</b>	Air	0.16	2,842.26
Asam asetat	1.00	11,728.35	<b>Jumlah</b>	<b>1.00</b>	<b>17,728.23</b>
<b>Jumlah</b>	<b>1.00</b>	<b>11,728.35</b>			
<b>Total</b>		<b>17,723.51</b>	<b>Total</b>		<b>17,728.23</b>

#### IV.1.4 Decanter (H-220)

Fungsi : Pemisahan berdasarkan massa jenis

Kondisi : T = 50 °C

P = 1 bar



Gambar IV.4 Blok Diagram pada Decanter

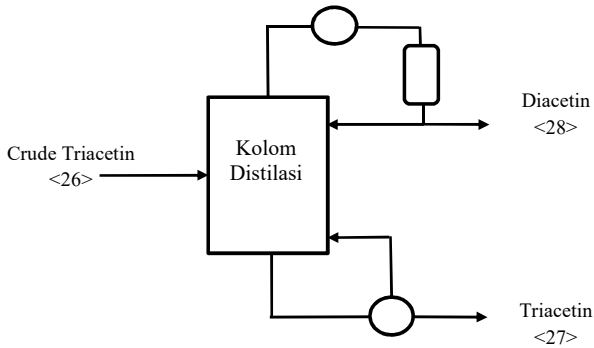
Tabel IV.5 Neraca Massa Decanter

Masuk			Keluar		
Arus <21>			Arus Bawah <23>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Air	0.1603	2,842.263	Air	0.9996	2,842.263
Asam Asetat	0.1275	2,259.665	Asam Asetat	0.0000	0.135
Monoacetin	0.0099	174.653	Monoacetin	0.0000	0.003
Diacetin	0.3482	6,173.157	Diacetin	0.0001	0.187
Triacetin	0.3541	6,278.494	Triacetin	0.0002	0.612
2-M-PD	0.0000	0.374	2-M-PD	0.0001	0.174
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>17,728.605</b>	<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>2,843.373</b>
			Keluar		
			Arus Bawah <22>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Asam Asetat	0.1518	2,259.530
			Monoacetin	0.0117	174.650
			Diacetin	0.4147	6,172.970
			Triacetin	0.4218	6,277.882
2-M-PD	0.0000	0.200			
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>14,885.232</b>			
<b>Total</b>		<b>17,728.605</b>	<b>Total</b>		<b>17,728.605</b>

#### IV.1.5 Triacetin Distillation Column (D-310)

Fungsi : Meningkatkan kemurnian Triacetin  
 Kondisi : P = 0.322 bar  
 Tfeed = 112.5 °C  
 Tatas = 173.6 °C  
 Tbawah = 231.4 °C





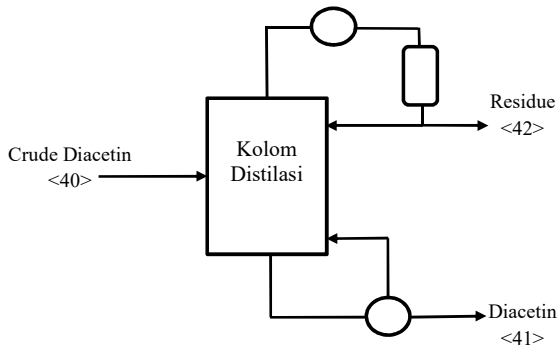
Gambar IV.5 Blok Diagram pada Triacetin Distillation Column

Tabel IV.6 Neraca Massa Triacetin Distillation Column

Masuk			Keluar			
Arus <26>			Arus Atas <28>			
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	
Asam Asetat	0.15180	2,259.530	Asam Asetat	0.26249	2,259.530	
Monoacetin	0.01173	174.650	Monoacetin	0.02029	174.650	
Diacetin	0.41470	6,172.970	Diacetin	0.70993	6,111.240	
Triacetin	0.42175	6,277.882	Triacetin	0.00729	62.779	
2-M-PD	0.00001	0.200	<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>8,608.199</b>	
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>14,885.232</b>	Keluar			
			Arus Bawah <27>			
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	
			Diacetin	0.00983	61.730	
			Triacetin	0.99017	6,215.103	
			2-M-PD	0.00003	0.200	
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>6,277.033</b>	<b>Total</b>	<b>14,885.232</b>	<b>Total</b>	<b>14,885.232</b>

#### IV.1.6 Diacetin Distillation Column (D-320)

Fungsi : Meningkatkan kemurnian Diacetin  
 Kondisi : P = 2.330 bar  
 Tfeed = 173.6 °C  
 Tatas = 183.6 °C  
 Tbawah = 274.5 °C



Gambar IV.6 Blok Diagram pada Diacetin Distillation Column

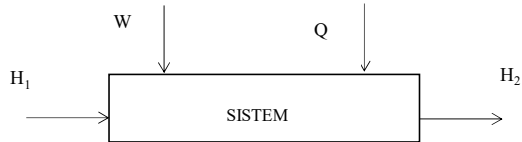
Tabel IV.7 Neraca Massa Diacetin Distillation Column

Masuk			Keluar		
Arus <40>			Arus Atas <42>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Asam Asetat	0.2625	2,259.530	Asam Asetat	0.6796	2,259.530
Monoacetin	0.0203	174.650	Monoacetin	0.0447	148.453
Diacetin	0.7099	6,111.240	Diacetin	0.2757	916.686
Triacetin	0.0073	62.779	<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>3,324.668</b>
<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>8,608.199</b>	Arus Bawah <41>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			Monoacetin	0.0050	26.198
			Diacetin	0.9832	5,194.554
			Triacetin	0.0119	62.779
			<b>Jumlah</b>	<b>1.0000</b>	<b>5,283.530</b>
<b>Total</b>		<b>8,608.199</b>	<b>Total</b>		<b>8,608.199</b>

## IV.2 NERACA PANAS

Perhitungan neraca energi merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dengan menghitung neraca energi dapat ditentukan kebutuhan utilitas dan kebutuhan lain yang berkaitan dalam perhitungan. Dalam perhitungan neraca energi ini berlaku hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran steady state. Rumus yang digunakan dalam perhitungan neraca energi adalah sebagai berikut :

$$\text{Energi Masuk} - \text{Energi keluar} + \text{Generasi Energi} - \text{Konsumsi Energi} = \text{Akumulasi}$$



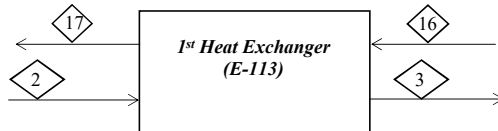
**Gambar IV.7** Aliran Energi pada Sistem

Karena asumsi aliran steady state, maka akumulasi pada sistem adalah nol. Dalam perhitungan neraca energi ini, satuan yang digunakan adalah kJ. Neraca energi proses pembuatan triacetin dari crude gliserol dapat dihitung sebagai berikut :

Kapasitas Produksi	=	46,000.00	ton/tahun
	=	139,393.94	kg/hari
	=	5,808.08	kg/jam
1 tahun	=	330	hari
1 hari	=	24	jam
Gliserol	=	59,400.00	ton/tahun
	=	180,000.00	kg/hari
	=	7,500.00	kg/jam
Basis	=	1	jam operasi
satuan	=		kg

### IV.2.1 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)

Fungsi : Alat untuk menaikkan suhu *crude glycerol*



**Gambar IV.8** Blok Diagram pada 1<sup>st</sup> Heat Exchanger

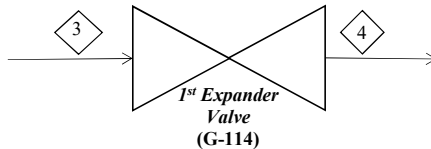
Tabel IV.8 Neraca Energi 1<sup>st</sup> Heat Exchanger

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <2> dari Crude Glycerol Storage Tank (F-111)			Aliran <3> menuju 1 <sup>st</sup> Expander Valve (G-114)		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	6060.000	83073.230	Gliserol	6060.000	369340.879
Air	1260.000	25173.514	Air	1260.000	109570.794
3-M-PD	142.500	1940.850	3-M-PD	142.500	8330.473
2-M-PD	37.500	510.750	2-M-PD	37.500	2192.230
<b>Jumlah</b>		<b>110698.344</b>	<b>Jumlah</b>		<b>489434.376</b>
Aliran <16> dari Heat Exchanger 2 (E-121)			Aliran <17> menuju Glycerol Cooler (E-213)		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	5995.158	863374.815	Gliserol	5995.158	401461.585
2-M-PD	0.374	48.422	2-M-PD	0.374	23.907
<b>Jumlah</b>		<b>863423.237</b>	<b>Jumlah</b>		<b>401485.492</b>
<b>Total</b>		<b>974121.581</b>	<b>Total</b>		<b>890919.868</b>

#### IV.2.2 1<sup>st</sup> Expander Valve (G-114)

Fungsi : Alat untuk menurunkan *crude glycerol* keluaran heater sebelum masuk *Flash Tower*

Kondisi Operasi : Pin = 4.9 bar  
 Pout = 0.320 bar  
 Tin = 110.84 °C = 383.99 K



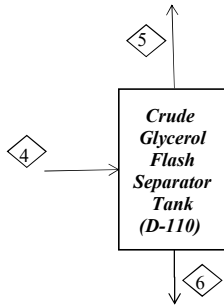
Gambar IV.9 Blok Diagram pada 1<sup>st</sup> Expander Valve

Tabel IV.9 Neraca Energi 1<sup>st</sup> Expander Valve

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <3> dari 1 <sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)			Aliran <4> menuju Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	6060.000	369340.879	Gliserol	6060.000	264810.611
Air	1260.000	109570.794	Air	1260.000	78936.855
3-M-PD	142.500	8330.473	3-M-PD	142.500	6046.359
2-M-PD	37.500	2192.230	2-M-PD	37.500	1591.147
<b>Jumlah</b>		<b>489434.376</b>	<b>Jumlah</b>		<b>351384.973</b>
			<i>Supply Valve</i>		
			<b>Qv</b>		<b>138049.403</b>
<b>Total</b>		<b>489434.376</b>	<b>Total</b>		<b>489434.376</b>

#### IV.2.3 Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)

Fungsi : Alat untuk menurunkan kadar residue dari crude glycerol



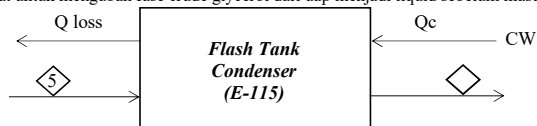
Gambar IV.10 Blok Diagram pada Crude Glycerol Flash Separator Tank

Tabel IV.10 Neraca Energi Crude Glycerol Flash Separator Tank

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <3> dari Glycerol Heater (E-113)			Aliran <5> menuju Condenser (E-115)		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	6060.000	264810.611	Gliserol	4.285	788.720
Air	1260.000	78936.855	Air	1028.164	584087.383
3-M-PD	142.500	6046.359	3-M-PD	1.041	175.680
2-M-PD	37.500	1591.147	2-M-PD	0.121	18.516
<b>Jumlah</b>		<b>351384.97</b>	<b>Jumlah</b>		<b>585070.30</b>
<b>Supply Steam Jet Ejector</b>			<b>Aliran &lt;6&gt; menuju Heat Exchanger 2 (E-121)</b>		
<b>Qv</b>		<b>545633.39</b>	<b>Komponen</b>	<b>Massa, kg</b>	<b><math>\Delta H</math>, kkal</b>
			Gliserol	6055.715	262710.571
			Air	231.836	14420.760
			3-M-PD	141.459	5960.159
			2-M-PD	37.379	1574.903
			<b>Jumlah</b>		<b>284666.39</b>
			<b>Heat Loss</b>		
			<b>Q loss</b>		<b>27281.67</b>
<b>Total</b>		<b>897018.36</b>	<b>Total</b>		<b>897018.36</b>

#### IV.2.4 Flash Tank Condenser (E-115)

Fungsi : Alat untuk mengubah fase crude glycerol dari uap menjadi liquid sebelum masuk WWT



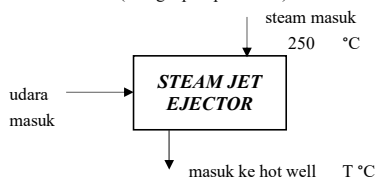
Gambar IV.11 Blok Diagram pada Flash Tank Condenser

Tabel IV.11 Neraca Energi Flash Tank Condenser

Aliran Masuk		Aliran Keluar		
Aliran <S> dari Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)		Aliran menuju Crude Glycerol Jet Ejector (G-117)		
Panas laten		Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kcal)
Panas laten	1119345.89	Gliserol	6055.715	77589.878
		Air	231.836	4641.152
		3-M-PD	141.459	1926.672
		2-M-PD	37.379	509.101
		<b>Jumlah</b>		<b>84666.80</b>
		Aliran CW		
		Qc		1034679.08
<b>Total</b>	<b>1119345.89</b>	<b>Total</b>		<b>1119345.89</b>

#### IV.2.5 Crude Glycerol Jet Ejector (G-117)

Fungsi : untuk memvakumkan flash tank (sebagai pompa vakum)



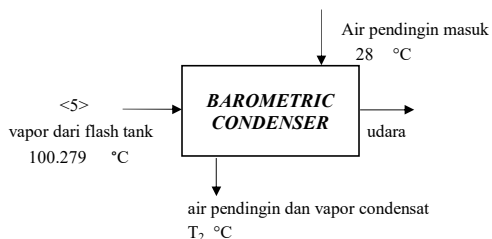
Gambar IV.12 Blok Diagram Pada Crude Glycerol Jet Ejector

Tabel IV.12 Neraca Energi Crude Glycerol Jet Ejector

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <O> dari Flash Tank Condenser		Aliran <O> menuju Flash Tank Barometric Condenser	
$\Delta H_{\text{udara}}$	91.241	$\Delta H_{\text{cond}}$	30762.5736
$\Delta H_{\text{steam}}$	32285.614	$Q_{\text{loss}}$	1614.280685
<b>Total</b>	<b>32376.854</b>	<b>Total</b>	<b>32376.854</b>

#### IV.2.6 Crude Glycerol Barometric Condenser (E-118)

Fungsi : untuk mengondensasikan uap yang keluar dari *steam jet ejector*



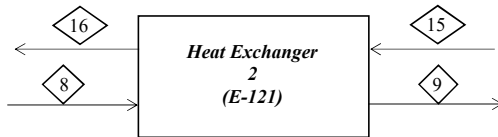
Gambar B.13 Blok Diagram Pada Crude Glycerol Barometric Condenser

Tabel B.13 Neraca Energi Crude Glycerol Barometric Condenser

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <8> dari Flash Tank Ejector		Aliran <9> menuju WWT	
$\Delta H_{\text{vap}}$	66118.285	$\Delta H_{\text{keluar}}$	17070.660
		Q <sub>cw</sub>	49047.625
<b>Total</b>	<b>66118.285</b>	<b>Total</b>	<b>66118.285</b>

IV.2.7 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)

Fungsi : Alat untuk menaikkan suhu *crude glycerol*



Gambar IV.14 Blok Diagram pada 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

Tabel IV.14 Neraca Energi 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <8> dari Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)			Aliran <9> menuju Glycerol Distillation Column (D-120)		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
0	6055.715	262710.571	0	6055.715	419083.627
Komponen	231.836	14420.760	Komponen	231.836	22856.351
Gliserol	141.459	5960.159	Gliserol	141.459	9335.512
Air	37.379	1574.903	Air	37.379	2466.801
<b>Jumlah</b>		<b>284666.393</b>	<b>Jumlah</b>		<b>453742.290</b>
Aliran <15> dari Glycerol Distillation Column (D-120)			Aliran <16> menuju 1 <sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	5995.158	1032442.728	Gliserol	5995.158	863374.815
2-M-PD	0.374	56.405	2-M-PD	0.374	48.422
<b>Jumlah</b>		<b>1032499.134</b>	<b>Jumlah</b>		<b>863423.237</b>
<b>Total</b>		<b>1317165.527</b>	<b>Total</b>		<b>1317165.527</b>

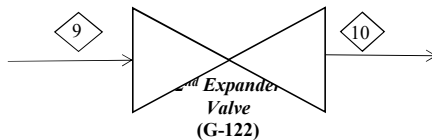
IV.2.8 2<sup>nd</sup> Expander Valve (G-122)

Fungsi : Alat untuk menurunkan *crude glycerol* keluaran heater sebelum masuk Kolom Distilasi

Kondisi Operasi : Pin = 1 bar

Pout = 0.250 bar

Tin = 121.91 °C = 395.06 K



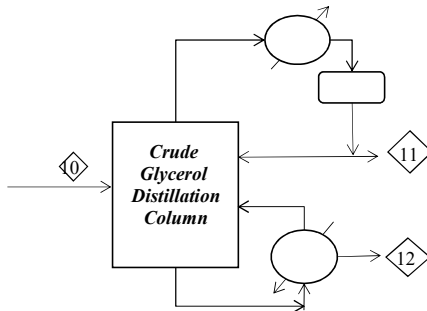
Gambar IV.15 Blok Diagram pada Expander Valve

Tabel IV.15 Neraca Energi 2<sup>nd</sup> Expander Valve

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <9> dari 2 <sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)			Aliran <10> menuju Glycerol Distillation Column (D-120)		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	6055.715	419083.627	Gliserol	6055.715	377822.201
Air	231.836	22856.351	Air	231.836	20631.983
3-M-PD	141.459	9335.512	3-M-PD	141.459	8456.899
2-M-PD	37.379	2466.801	2-M-PD	37.379	2234.638
<b>Jumlah</b>		<b>453742.290</b>	<b>Jumlah</b>		<b>409145.721</b>
			<b>Supply Valve</b>		
			<b>Qv</b>	<b>44596.569</b>	
<b>Total</b>		<b>453742.290</b>	<b>Total</b>		<b>453742.290</b>

#### IV.2.9 Glycerol Distillation Column (D-120)

Fungsi : Alat untuk memurnikan *crude glycerol*



Gambar IV.16 Blok Diagram pada *Crude Glycerol Distillation Column*

Tabel IV.16 Neraca Energi Glycerol Distillation Column

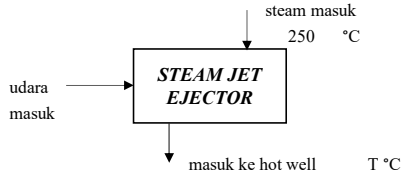
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <10> dari 2 <sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)			Aliran <11> menuju WWT		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	6055.715	377822.201	Gliserol	60.557	6171.888
Air	231.836	20631.983	Air	231.836	33603.291
3-M-PD	141.459	8456.899	3-M-PD	141.459	13424.816
2-M-PD	37.379	2234.638	2-M-PD	37.005	3511.879
<b>Jumlah</b>		<b>409145.72</b>	<b>Jumlah</b>		<b>56711.87</b>
<b>Aliran Steam</b>			<b>Aliran &lt;12&gt; menuju 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-122)</b>		
<b>H suplai</b>		<b>991459.30</b>	<b>Komponen</b>	<b>Massa, kg</b>	<b><math>\Delta H</math>, kkal</b>
			Gliserol	5995.158	1032442.728
			2-M-PD	0.374	56.405
			<b>Jumlah</b>		<b>1032499.13</b>



		<i>Aliran CW</i>	
		<b>Qc</b>	<b>261821.05</b>
		<i>Heat Loss</i>	
		<b>Q loss</b>	<b>49572.96</b>
<b>Total</b>	<b>1400605.02</b>	<b>Total</b>	<b>1400605.02</b>

#### IV.2.10 Glycerol Jet Ejector (G-124)

Fungsi : untuk memvakumkan kolom distilasi (sebagai pompa vakum)



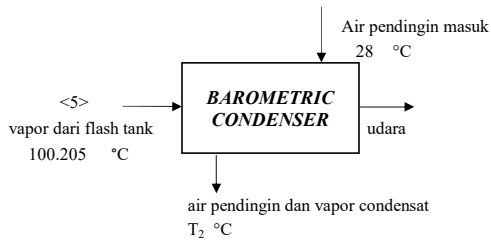
Gambar IV.17 Blok Diagram Pada Glycerol Jet Ejector

Tabel IV.17 Neraca Energi Glycerol Jet Ejector

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <math>\diamond</math> dari Glycerol Distillation Accumulator		Aliran <math>\diamond</math> menuju Glycerol Barometric Condenser	
$\Delta H_{\text{udara}}$	379.542	$\Delta H_{\text{cond}}$	27212.88824
$\Delta H_{\text{steam}}$	28245.628	$Q_{\text{loss}}$	1412.281383
<b>TOTAL</b>	<b>28625.170</b>	<b>TOTAL</b>	<b>28625.170</b>

#### IV.2.11 Glycerol Barometric Condenser (E-125)

Fungsi : untuk mengondensasikan uap yang keluar dari *steam jet ejector*



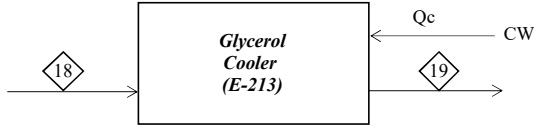
Gambar IV.18 Blok Diagram Pada Glycerol Barometric Condenser

Tabel IV.18 Neraca Energi Glycerol Barometric Condenser

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <math>\diamond</math> dari Glycerol Jet Ejector		Aliran <math>\diamond</math> menuju WWT	
$\Delta H_{\text{vap}}$	30118.661	$\Delta H_{\text{keluar}}$	7773.247
		$Q_{\text{cw}}$	22345.414
<b>Total</b>	<b>30118.661</b>	<b>Total</b>	<b>30118.661</b>

IV.2.12 Glycerol Cooler (E-213)

Fungsi : Alat untuk menurunkan suhu produk bawah decanter



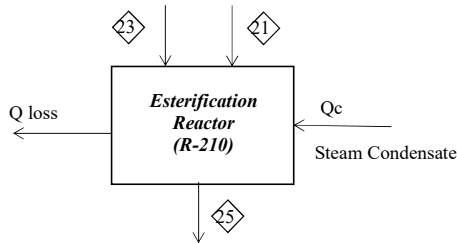
Gambar IV.19 Blok Diagram Pada Glycerol Cooler

Tabel B.19 Neraca Energi Glycerol Cooler

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;18&gt; dari 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)</i>			<i>Aliran &lt;19&gt; Aliran menuju Glycerol Tank (F-214)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Gliserol	5995.158	401461.585	Gliserol	5995.158	339480.661
2-M-PD	0.374	23.907	2-M-PD	0.374	20.364
<b>Jumlah</b>		<b>401485.492</b>	<b>Jumlah</b>		<b>339501.025</b>
			<i>Aliran CW</i>		
			<b>Qc</b>	<b>61984.467</b>	
<b>Total</b>		<b>401485.492</b>	<b>Total</b>		<b>401485.492</b>

IV.2.13 Esterification Reactor (R-210)

Fungsi : Alat untuk mereaksikan gliserol dan asam asetat sehingga menghasilkan triacetin



Gambar IV.20 Blok Diagram Pada Esterification Reactor

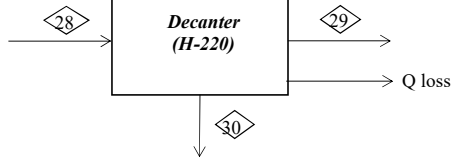
Tabel IV.20 Neraca Energi Esterification Reactor

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;21&gt; dari Glycerol Tank (F-214)</i>			<i>Aliran &lt;25&gt; ke Product Tank (F-222)</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Gliserol	5995.158	339480.661	Asam asetat	2259.665	123106.541
2-M-PD	0.374	20.364	Monoacetin	174.653	7154.757
<b>Jumlah</b>		<b>339501.025</b>	Diacetin	6173.157	499254.838
<i>Aliran &lt;23&gt; dari Acetic Acid Storage Tank (F-216)</i>			Triacetin	6278.494	303376.820
			Air	2842.263	130744.097
<b>Komponen</b>		<b>Massa, kg</b>	2-M-PD	0.374	16.656
		<b><math>\Delta H</math>, kkal</b>			

Asam asetat	11728.349	30028.617	<b>Jumlah</b>	<b>1063653.709</b>
Air	4.140	75.960	<i>Aliran Qserap</i>	
<b>Jumlah</b>	<b>30104.577</b>	<b>Qserap</b>	<b>202340.046</b>	
<b>-ΔH reaksi</b>	<b>896388.153</b>			
<b>Total</b>	<b>1265993.755</b>		<b>Total</b>	<b>1265993.755</b>

#### IV.2.14 Decanter (H-220)

Fungsi : Alat untuk memisahkan produk esterification reactor



Gambar IV.21 Blok Diagram pada Decanter

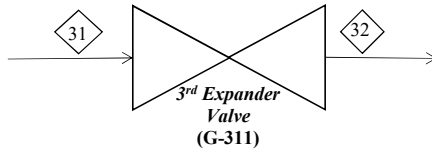
Tabel IV.21 Neraca Energi Decanter

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;26&gt; dari Esterification Reactor (R-210)</i>			<i>Aliran &lt;27&gt; menuju WWT</i>		
Komponen	Massa (kg)	ΔH (kkal)	Komponen	Massa (kg)	ΔH (kkal)
Air	2842.263	499254.838	Air	2842.263	273297.367
Asam asetat	2259.665	7154.757	Asam asetat	0.135	6.588
Monoacetin	174.653	303376.820	Monoacetin	0.003	0.163
Diacetin	6173.157	130744.097	Diacetin	0.187	10.224
Triacetin	6278.494	16.656	Triacetin	0.612	32.405
2-M-PD	0.374	123106.541	2-M-PD	0.174	11.249
<b>Jumlah</b>	<b>1063653.71</b>		<b>Jumlah</b>	<b>273358.00</b>	
			<i>Aliran &lt;28&gt; menuju Crude Triacetin Tank (F-224)</i>		
			Komponen	Massa (kg)	ΔH (kkal)
			Asam asetat	2,259.530	110,050.664
			Monoacetin	174.650	10,033.502
			Diacetin	6,172.970	337,604.477
			Triacetin	6,277.882	332,594.108
2-M-PD	0.200	12.963			
			<b>Jumlah</b>	<b>790295.71</b>	
<b>Total</b>	<b>1063653.71</b>		<b>Total</b>	<b>1063653.71</b>	

#### IV.2.15 3<sup>rd</sup> Expander Valve (G-113)

Fungsi : Alat untuk menurunkan *crude glycerol* keluaran heater sebelum masuk *Flash Tower*

Kondisi Operasi : Pin = 2 bar  
Pout = 0.406 bar  
Tin = 120.00 °C = 393.15 K



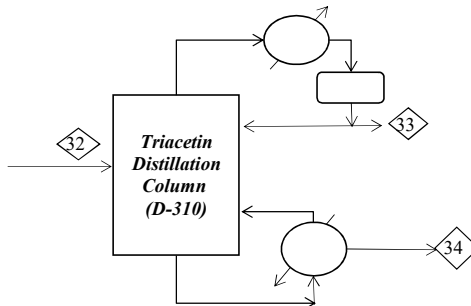
Gambar IV.22 Blok Diagram pada Expander Valve

Tabel IV.22 Neraca Energi 3<sup>rd</sup> Expander Valve

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <31> dari Crude Triacetin Tank (F-224)			Aliran <32> menuju Triacetin Distillation Column (D-310)		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Asam Asetat	2259.530	110050.664	Gliserol	2259.530	101217.415
Monoacetin	174.650	10033.502	Air	174.650	9228.160
Diacetin	6172.970	337604.477	3-M-PD	6172.970	310506.555
Triacetin	6277.882	332594.108	2-M-PD	6277.882	305898.345
2-M-PD	0.200	12.963	2-M-PD	0.200	11.922
<b>Jumlah</b>		<b>790295.714</b>	<b>Jumlah</b>		<b>726862.397</b>
			<b>Supply Valve</b>		
			<b>Qv</b>	<b>63433.317</b>	
<b>Total</b>		<b>790295.714</b>	<b>Total</b>		<b>790295.714</b>

#### IV.2.16 Triacetin Distillation Column (D-310)

Fungsi : Alat untuk memurnikan triacetin



Gambar IV.23 Blok Diagram pada Triacetin Distillation Column

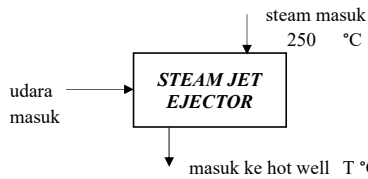
Tabel IV.23 Neraca Energi Triacetin Distillation Column

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <32> Aliran dari Crude Triacetin Tank (F-224)			Aliran <33> menuju Triacetin Distillation Column (D-320)		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Asam Asetat	2259.530	101217.415	Asam Asetat	2259.530	171965.651
Monoacetin	174.650	9228.160	Monoacetin	174.650	15678.394

Diacetin	6172.970	310506.555	Diacetin	6111.240	522266.816
Triacetin	6277.882	305898.345	Triacetin	62.779	5197.130
2-M-PD	0.200	11.922	<b>Jumlah</b>		<b>715107.991</b>
<b>Jumlah</b>		<b>726862.397</b>	<b>Aliran &lt;34&gt; menuju Triacetin Cooler (E-3110)</b>		
<b>Aliran Steam</b>					
<b>H suplai</b>		<b>238214114.7</b>	<b>Komponen</b>	<b>Massa, kg</b>	<b><math>\Delta H</math>, kkal</b>
			Diacetin	61.730	7315.379
			Triacetin	6215.103	713474.374
			2-M-PD	0.200	28.088
			<b>Jumlah</b>		<b>720817.8416</b>
			<b>Aliran CW</b>		
			<b>Qc</b>		<b>225558002.4</b>
			<b>Heat Loss</b>		
			<b>Q loss</b>		<b>11947048.86</b>
<b>Total</b>		<b>238940977</b>	<b>Total</b>		<b>238940977</b>

#### IV.2.17 Triacetin Jet Ejector (G-314)

Fungsi : untuk memvakumkan evaporator (sebagai pompa vakum)



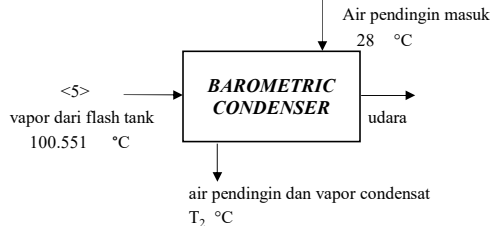
Gambar IV.24 Blok Diagram Pada Triacetin Jet Ejector

Tabel IV.24 Neraca Energi Triacetin Jet Ejector

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <> dari Glycerol Distillation Accumulator		Aliran <> menuju Glycerol Barometric Condenser	
$\Delta H_{\text{udara}}$	405.393	$\Delta H_{\text{cond}}$	27279.073
$\Delta H_{\text{steam}}$	28288.084	$Q_{\text{loss}}$	1414.404
<b>TOTAL</b>	<b>28693.477</b>	<b>TOTAL</b>	<b>28693.477</b>

#### IV.2.18 Triacetin Barometric Condenser (E-315)

Fungsi : untuk mengondensasikan uap yang keluar dari *steam jet ejector*



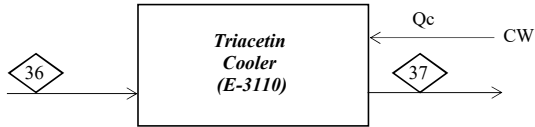
Gambar IV.25 Blok Diagram Pada Triacetin Barometric Condenser

Tabel IV.25 Neraca Energi Triacetin Barometric Condenser

Energi Masuk		Energi Keluar	
Aliran <> dari Glycerol Jet Ejector		Aliran <> menuju WWT	
$\Delta H_{\text{vapor}}$	30124.702	$\Delta H_{\text{keluar}}$	7788.377
		Q <sub>cw</sub>	22336.325
<b>Total</b>	<b>30124.702</b>	<b>Total</b>	<b>30124.702</b>

IV.2.19 Triacetin Cooler (E-3110)

Fungsi : Alat untuk menurunkan suhu triacetin dari kolom distilasi



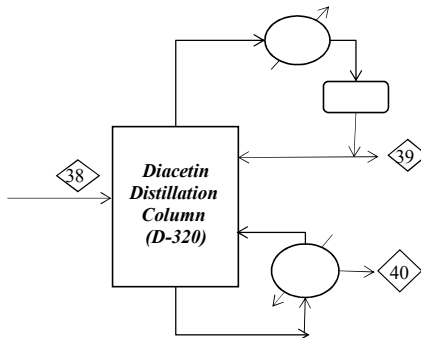
Gambar IV.26 Blok Diagram pada Triacetin Cooler

Tabel IV.26 Neraca Energi Triacetin Cooler

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran <36> dari Triacetin Distillation Column (D-310)			Aliran <37> menuju Triacetin Storage Tank (F-3111)		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kcal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kcal)
Diacetin	61.73	7,315.38	Diacetin	61.730	177.473
Triacetin	6,215.10	713,474.37	Triacetin	6215.103	17309.063
2-M-PD	0.20	28.09	2-M-PD	0.200	0.681
<b>Jumlah</b>		<b>720817.842</b>	<b>Jumlah</b>		<b>17487.217</b>
			<i>Aliran CW</i>		
			<b>Qc</b>		<b>703330.625</b>
<b>Total</b>		<b>720817.842</b>	<b>Total</b>		<b>720817.842</b>

IV.2.20 Diacetin Distillation Column (D-320)

Fungsi : Alat untuk memurnikan diacetin



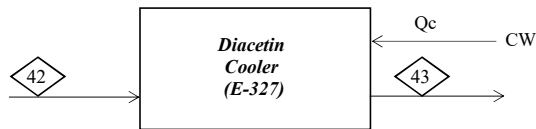
Gambar IV.27 Blok Diagram pada Diacetin Distillation Column

Tabel IV.27 Neraca Energi Diacetin Distillation Column

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;38&gt; Aliran dari Triacetin Distillation Column (D-310)</i>			<i>Aliran &lt;39&gt; menuju WWT</i>		
Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal	Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
Asam Asetat	2259.530	171935.390	Asam Asetat	2259.530	183521.719
Monoacetin	174.650	15675.635	Monoacetin	148.453	14222.182
Diacetin	6111.240	522174.913	Diacetin	916.686	83604.461
Triacetin	62.779	5196.216	<b>Jumlah</b>		<b>281348.36</b>
<b>Jumlah</b>		<b>714982.15</b>	<i>Aliran &lt;40&gt; menuju Diacetin Cooler (E-326)</i>		
<i>Aliran Steam</i>			Komponen	Massa, kg	$\Delta H$ , kkal
H suplai		1077882.46	Monoacetin	26.198	3943.540
			Diacetin	5194.554	744397.358
			Triacetin	62.779	8714.793
			<b>Jumlah</b>		<b>757055.69</b>
			<i>Aliran CW</i>		
			<b>Qc</b>		<b>664817.33</b>
			<i>Heat Loss</i>		
			<b>Q loss</b>		<b>89643.23</b>
<b>Total</b>		<b>1792864.61</b>	<b>Total</b>		<b>1792864.61</b>

IV.2.21 Diacetin Cooler (E-327)

Fungsi : Alat untuk menurunkan suhu diacetin dari kolom distilasi



Gambar IV.28 Blok Diagram pada Diacetin Cooler

Tabel IV.28 Neraca Energi Diacetin Cooler

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<i>Aliran &lt;42&gt; dari Diacetin Distillation Column (D-320)</i>			<i>Aliran &lt;43&gt; menuju Diacetin Storage Tank (F-327)</i>		
Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)	Komponen	Massa (kg)	$\Delta H$ (kkal)
Monoacetin	26.198	3943.540	Monoacetin	26.198	79.117
Diacetin	5194.554	744397.358	Diacetin	5194.554	14934.343
Triacetin	62.779	8714.793	Triacetin	62.779	174.839
<b>Jumlah</b>		<b>757055.691</b>	<b>Jumlah</b>		<b>15188.299</b>
			<i>Aliran CW</i>		
			<b>Qc</b>		<b>741867.392</b>
<b>Total</b>		<b>757055.691</b>	<b>Total</b>		<b>757055.691</b>

**BAB V**  
**DAFTAR DAN HARGA PERALATAN**

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Pabrik Triacetin dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*) ini adalah sebagai berikut :

**V.1 Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)**

**Tabel V.1** Spesifikasi Alat D-110

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Crude Glycerol Flash Separator Tank (D-110)
Fungsi	: Alat untuk memisahkan crude glycerol dengan residue
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	: 217.176 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	: Tinggi tangki = 107.61 in Diameter dalam bagian tangki = 52.75 in Diameter luar bagian tangki = 54 in Tebal tangki = 5/8 in Tebal tutup atas dan bawah = 5/8 in
Bahan Konstruksi	: SA 240 grade M tipe 316
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$ 48,640.81



## V.2 Crude Glycerol Storage Tank (F-111)

Tabel V.2 Spesifikasi Alat F-111

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Crude Glycerol Storage Tank (F-111)
Fungsi	: Menyimpan bahan baku Crude Glycerol
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head dengan jaket pemanas
Kapasitas	: 10852.722 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	: Tinggi tangki = 458.532 in Diameter dalam bagian tangki = 237.75 in Diameter luar bagian tangki = 240 in Tebal tangki = 1 1/8 in Tebal tutup atas dan bawah = 1 in
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel, Type SA-240, Grade A</i>
Jumlah Alat	: 18 buah
Harga Alat	: \$1,085,278.05

## V.3 1<sup>st</sup> Glycerol Pump (L-112)

Tabel V.3 Spesifikasi Alat L-122

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 1st Glycerol Pump (L-112)
Fungsi	: Memompa liquid dari Crude Glycerol Storage Tank menuju 1st Heat Exchanger
Kapasitas	: 7500.00 kg/jam
Daya pompa	: 1.5 hp
Material	: Commercial steel

Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$ 4,169.21

#### V.4 1<sup>st</sup> Heat Exchanger (E-113)

Tabel V.4 Spesifikasi Alat E-113

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Heat Exchanger 1 (E-113)
Fungsi	:	Memanaskan Crude Glycerol dari 30°C menuju 120°C
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Dimensi Tube	:	Jumlah Tube = 376 buah
	:	Inside Diamater = 0.65 in
	:	Outside Diameter = 3/4 in
	:	BWG = 18 in
	:	Panjang = 12 ft
	:	P <sub>T</sub> = 1.00 in
Dimensi Shell	:	Diameter Shell = 23.3 in
	:	Baffle space = 6 in
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$41,799.03

#### V.5 Flash Tank Condenser (E-115)

Tabel V.5 Spesifikasi Alat E-115

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Crude Glycerol Condenser (E-115)
Fungsi	:	Mengkondensasikan distilat dari Flash

	Separator Tank (D-110)		
Type	:	Shell and Tube Heat Exchanger	
Dimensi Tube	:	Jumlah Tube =	562 buah
		Inside Diamater =	1.15 in
		Outside Diameter =	1 in
		BWG =	18 in
		Panjang =	12 ft
		$P_T$ =	1.25 in
Dimensi Shell	:	Diameter Shell =	35 in
		Baffle space =	7 in
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel	
Jumlah Alat	:	1 buah	
Harga Alat	:	\$56,872.33	

## V.6 Crude Glycerol Accumulator (F-116)

Tabel V.6 Spesifikasi Alat F-116

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	:	Crude Glycerol Accumulator (F-116)	
Fungsi	:	Menampung kondensat crude glycerol	
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head	
Kapasitas	:	78.30 ft <sup>3</sup>	
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki =	91.53 in
		Diameter dalam bagian silinder =	47.63 in

		Diameter luar bagian silinder	=	48	in
		Tebal silinder	=	3/16	in
		Tebal tutup kiri	=	3/16	in
		Tebal tutup kanan	=	3/16	in
Bahan	:	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A			
Jumlah Alat	:	1 buah			
Harga Alat	:	\$5,986.56			

### V.7 Crude Glycerol Jet Ejector (G-117)

Tabel V.7 Spesifikasi Alat G-117

Spesifikasi Alat					
Nama Alat	:	Crude Glycerol Jet Ejector (G-117)			
Material	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>			
Tipe	:	<i>Single stage jet</i>			
Kapasitas	:	78.30		ft <sup>3</sup>	
Tekanan Vacuum Tangki	:	2.953		inHg abs	
Suhu vapor, Tv	:	100.28		°C	
Tekanan Vapor pada 250°C	:	3.43		inHg	
Total uap air	:	1000	lb/jam		

Total campuran uap ke ejector	:	1227.39 lb/jam
Suhu steam	:	250 °C
Tekanan steam	:	1.7 bar
Kebutuhan steam, Ws	:	5646.01 lb/jam
Suhu steam	:	250 °C
Jumlah	:	1 Unit
Harga Alat	:	\$5,986.56

## V.8 Crude Glycerol Barometric Condenser (E-118)

Tabel V.8 Spesifikasi Alat E-118

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Crude Glycerol Barometric Condensor (E-118)
Material	:	<i>Carbon steel SA 283 grade B</i>
Rate bahan	:	103.361 kg uap/jam
Luas penampang condenser	:	0.176 ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	:	12 in
Jumlah air pendingin	:	798 kg air pendingin

Kevakuman maksimum	:	4.0	inHg
Diameter kolom barometrik	:	0.0575	ft
Batas keamanan	:	1.5	ft
Tinggi kolom barometrik	:	10.9472	ft
Jumlah	:	1	Unit
Harga Alat	:	\$5,986.56	

### V.9 2<sup>nd</sup> Glycerol Pump (L-119)

**Tabel V.9** Spesifikasi Alat L-119

<b>Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	2nd Glycerol Pump (L-119)	
Fungsi	:	Memompa liquid dari Crude Glycerol Flash Separator Tank menuju 2nd Heat Exchanger	
Kapasitas	:	6466.39	kg/jam
Daya pompa	:	1	hp
Material	:	Commercial steel	
Jumlah Alat	:	1	buah
Harga Alat	:	\$4,169.21	

### V.10 Glycerol Distillation Column (D-120)

**Tabel V.10** Spesifikasi Alat D-120

<b>Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	Glycerol Distillation Column (D-120)	
Fungsi	:	Alat untuk memurnikan Crude Glycerol	

		sehingga didapat produk berupa Gliserol yang lebih murni
Bentuk	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	189.378 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 329.04 in Diameter dalam bagian silinder = 76.75 in Diameter luar bagian silinder = 78 in Tebal silinder = 5/8 in Tebal tutup atas dan bawah = 5/8 in
Dimensi Tray	:	Tipe Tray = Reverse Flow Jumlah Tray = 14
Bahan Konstruksi	:	SA 240 grade M tipe 316
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$149,343.33

### V.11 2<sup>nd</sup> Heat Exchanger (E-121)

Tabel V.11 Spesifikasi Alat E-121

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Heat Exchanger 2 (E-121)
Fungsi	:	Memanaskan Crude Glycerol dan mendinginkan Glycerol
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Dimensi	:	Jumlah Tube = 378 buah

Tube	Inside Diamater = 0.65 in Outside Diameter = 3/4 in BWG = 18 in Panjang = 16 ft P <sub>T</sub> = 0.94 in
Dimensi Shell	: Diameter Shell = 23.3 in Baffle space = 6 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$110,216.87

## V.12 Glycerol Distillation Condenser (E-123)

Tabel V.12 Spesifikasi Alat E-123

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Glycerol Distillation Condenser (E-123)
Fungsi	: Mengkondensasikan distilat dari Glycerol Distillation Column (D-120)
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger
Dimensi Tube	: Jumlah Tube = 18 buah Inside Diamater = 1.4 in Outside Diameter = 1.5 in BWG = 18 in Panjang = 12 ft P <sub>T</sub> = 1.88 in
Dimensi Shell	: Diameter Shell = 1 in Baffle space = 6 in
Bahan	: Carbon Steel



Konstruksi	
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$66,707.40

### V.13 Glycerol Distillation Accumulator (F-124)

**Tabel V.13** Spesifikasi Alat F-124

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Glycerol Distillation Accumulator (F-124)
Fungsi	: Menampung distilat crude glycerol
Bentuk	: Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	: 9.81 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	Tinggi tangki = 50.64 in
	Diameter dalam bagian silinder = 25.38 in
	Diameter luar bagian silinder = 26 in
	Tebal silinder = 5/16 in
	Tebal tutup kiri = 3/16 in
	Tebal tutup kanan = 3/16 in
Bahan	: Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$5,986.56

#### V.14 Glycerol Jet Ejector (G-125)

Tabel V.14 Spesifikasi Alat G-125

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Material	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Type	: <i>Single stage jet</i>
Tekanan Vacuum Tangki	: 7.3825 inHg abs
Suhu vapor, Tv	: 100.98 °C
Tekanan Vapor pada 250°C	: 5.77 inHg
Total uap air	: 2200 lb/jam = 1000 kg/jam
Total campuran uap ke ejector	: 2303.59 lb/jam
Suhu steam	: 250 °C
Tekanan steam	: 1.7 bar = 170 kPa
Kebutuhan steam, Ws	: 16073.5 lb/jam = 7306.15 kg/jam
Jumlah	: 1 Unit
Harga Alat	: \$3,420.89

**V.15 Glycerol Barometric Condenser (E-126)****Tabel V.15** Spesifikasi Alat E-126

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Type	:	<i>Barometric condenser</i>
Bahan	:	<i>Carbon steel SA 283 grade B</i>
Rate bahan	:	470.858                      kg uap/jam
Luas penampang condenser	:	0.800                      ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	:	12                      in
Jumlah air pendingin	:	3596.7                      kg air pendingin/jam
Kevakuman maksimum	:	6.0                      inHg
Diameter kolom barometrik	:	0.1221                      ft
Batas keamanan	:	1.5                      ft
Tinggi kolom barometrik	:	13.7016                      ft
Jumlah	:	1      Unit
Harga Alat	:	\$1,710.45

### V.16 3<sup>rd</sup> Glycerol Pump (L-127)

Tabel V.16 Spesifikasi Alat L-127

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 3rd Glycerol Pump (L-127)
Fungsi	: Memompa liquid dari Glycerol Distillation Accumulator menuju Glycerol Distillation Column dan WWT
Kapasitas	: 470.86 kg/ jam
Daya Motor	: 1 hp
Material	: Commercial Steel
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$4,169.21

### V.17 4<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-128)

Tabel V.17 Spesifikasi Alat L-128

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 4th Glycerol Pump (L-128)
Fungsi	: Memompa liquid dari Glycerol Distillation Column menuju Glycerol Distillation Reboiler
Kapasitas	: 5995.53 kg/jam
Daya pompa	: 1 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$4,169.21

### V.18 Glycerol Distillation Reboiler (E-129)

Tabel V.18 Spesifikasi Alat E-129

<b>Spesifikasi Alat</b>																									
Nama Alat	: Glycerol Distillation Reboiler (E-129)																								
Fungsi	: Sebagai reboiler kolom distilasi D-120																								
Jumlah	: 1 Unit																								
Tipe	: <i>Kettle Reboiler</i>																								
Dimensi Tube	: <table style="margin-left: 20px; border: none;"> <tr> <td>Jumlah Tube</td> <td>=</td> <td>2</td> <td>buah</td> </tr> <tr> <td>Inside Diamater</td> <td>=</td> <td>0.7</td> <td>in</td> </tr> <tr> <td>Outside Diameter</td> <td>=</td> <td>3/4</td> <td>in</td> </tr> <tr> <td>BWG</td> <td>=</td> <td>18</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Panjang</td> <td>=</td> <td>30</td> <td>ft</td> </tr> <tr> <td>Pitch</td> <td>=</td> <td>0.94</td> <td></td> </tr> </table>	Jumlah Tube	=	2	buah	Inside Diamater	=	0.7	in	Outside Diameter	=	3/4	in	BWG	=	18		Panjang	=	30	ft	Pitch	=	0.94	
Jumlah Tube	=	2	buah																						
Inside Diamater	=	0.7	in																						
Outside Diameter	=	3/4	in																						
BWG	=	18																							
Panjang	=	30	ft																						
Pitch	=	0.94																							
Shell	: ID Shell = 31 in																								
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>																								
Jumlah Alat	: 1 buah																								
Harga Alat	: \$147,312.17																								

### V.19 Esterification Reactor (R-210)

Tabel V.19 Spesifikasi Alat R-210

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Esterification Reactor (R-210)
Fungsi	: Tempat Terjadinya reaksi pembentukan

		triacetin
Bentuk	:	Tangki silinder, tutup atas dan bawah Berbentuk <i>Dished Head</i> dilengkapi dengan Wadah Katalis dan Jacket Pendingin
<i>Propeller</i>	:	<i>turbine with 6 flat blades</i>
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-167 type 304
Diameter Tangki	:	21.83 ft = 262.00 in
Tinggi Total	:	29.21 ft = 350.06 in
Tinggi tutup atas	:	44.28 in = 1.12 m
Tinggi tutup bawah	:	44.28 in
Tebal tutup atas	:	0.41 in
Tebal tutup bawah	:	0.41 in
Luas Penampang Jacket	:	1,095 ft <sup>2</sup> = 101.86 in <sup>2</sup>
Energi Pengaduk	:	213.4 hp
Jumlah	:	4 buah
Harga Alat	:	\$513,561.44

## V.20 5<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-211)

Tabel V.20 Spesifikasi Alat L-211

Spesifikasi Alat		
Nama	:	5th Glycerol Pump (L-211)

Alat		
Fungsi	:	Memompa liquid dari Glycerol Distillation Column menuju Glycerol Distillation Reboiler
Kapasitas	:	5995.53 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

### V.21 6<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-212)

Tabel V.21 Spesifikasi Alat L-212

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	6th Glycerol Pump (L-212)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Glycerol Distillation Column menuju Glycerol Distillation Reboiler
Kapasitas	:	5995.53 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

## V.22 Glycerol Cooler (E-213)

**Tabel V.22** Spesifikasi Alat E-213

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Glycerol Cooler (E-213)
Fungsi	: Menurunkan suhu crude glycerol dari Glycerol Distillation Column
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger
Dimensi Tube	Jumlah Tube = 40 buah
	Inside Diamater = 0.65 in
	Outside Diameter = 3/4 in
	BWG = 18 in
	Panjang = 12 ft
	P <sub>T</sub> = 1.00 in
Dimensi Shell	Diameter Shell = 10 in
	Baffle space = 5 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$41,050.71

## V.23 Glycerol Tank (F-214)

**Tabel V.23** Spesifikasi Alat F-214

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: Glycerol Tank (F-214)
Fungsi	: Menampung gliserol hasil purifikasi
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	: 400.683 ft <sup>3</sup>



Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki	=	97.905	in
		Diameter dalam bagian tangki	=	107.25	in
		Diameter luar bagian tangki	=	108	in
		Tebal tangki	=	3/8	in
		Tebal tutup atas dan bawah	=	3/8	in
Bahan Konstruksi	:	Carbon and Low-alloy Steel, Type SA-283, Grade C			
Jumlah Alat	:	1 buah			
Harga Alat	:	\$48,854.62			

#### V.24 7<sup>th</sup> Glycerol Pump (L-215)

Tabel V.24 Spesifikasi Alat L-215

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 7th Glycerol Pump (L-215)
Fungsi	: Memompa liquid dari Glycerol Tank menuju Esterification Reactor
Kapasitas	: 5995.53 kg/jam
Daya pompa	: 1 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$4,169.21

## V.25 Acetic Acid Storage Tank (F-216)

Tabel V.25 Spesifikasi Alat F-216

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Acetic Acid Storage Tank (F-216)
Fungsi	: Menyimpan bahan baku Asam Asetat (AA)
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	: 11792.713 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	: Tinggi tangki = 492.573 in Diameter dalam bagian tangki = 237.75 in Diameter luar bagian tangki = 240 in Tebal tangki = 1 1/8 in Tebal tutup atas dan bawah = 1 1/8 in
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel, Type SA-240, Grade A</i>
Jumlah Alat	: 30 buah
Harga Alat	: \$1,808,796.75

## V.26 Acetic Acid Pump (L-217)

Tabel V.26 Spesifikasi Alat L-217

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Acetic Acid Pump (L-217)
Fungsi	: Memompa liquid dari Acetic Acid Storage Tank menuju Esterification Reactor
Kapasitas	: 11732.49 kg/jam

Daya pompa	:	1.5 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$5,452.05

### V.27 Decanter (H-220)

Tabel V.27 Spesifikasi Alat H-220

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Decanter (H-220)
Fungsi	: Alat untuk memisahkan komponen-komponen produk dari reaksi esterifikasi
Bentuk	: Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	: 0.872833 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	: Panjang Tangki = 492.573 in Diameter dalam bagian silinder = 237.75 in Diameter luar bagian silinder = 240 in Tebal silinder = 1 1/8 in Tebal tutup kiri = 1 1/8 in Tebal tutup kanan = 0.1875 in Tinggi Heavy Phase = 4.65 in Tinggi Overflow = 8.68821 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah	: 1 buah

Alat	
Harga Alat	: \$48,640.81

### V.28 1<sup>st</sup> Product Pump (L-221)

Tabel V.28 Spesifikasi Alat L-221

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: 1st Product Pump (L-221)
Fungsi	: Memompa liquid dari Esterification Reactor menuju Product Tank
Kapasitas	: 17728.61 kg/jam
Daya pompa	: 1.5 hp
Material	: Commercial steel
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$5,452.05

### V.29 Product Tank (F-222)

Tabel V.29 Spesifikasi Alat F-222

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Product Tank (F-222)
Fungsi	: Sebagai tempat penampungan sementara produk reaktor sebelum dialirkan menuju Decanter
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	: 688.362 ft <sup>3</sup>
Dimensi	: Tinggi tangki = 113.058 in

Bejana		Diameter dalam bagian tangki = 125.25 in
		Diameter luar bagian tangki = 126 in
		Tebal tangki = 3/8 in
		Tebal tutup atas dan bawah = 3/8 in
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$84,667.08

### V.30 2<sup>nd</sup> Product Pump (L-223)

**Tabel V.30** Spesifikasi Alat L-223

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	2nd Product Pump (L-223)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Product Tank menuju decanter
Kapasitas	:	17728.61 kg/jam
Daya pompa	:	1.5 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$5,452.05

### V.31 Crude Triacetin Tank (F-224)

Tabel V.31 Spesifikasi Alat F-224

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Crude Triacetin Tank (F-224)
Fungsi	: Sebagai tempat penampungan sementara produk bawah Decanter sebelum dialirkan menuju Triacetin Distillation Column
Bentuk	: Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	: 12003.792 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	: Tinggi tangki = 497.420 in Diameter dalam bagian tangki = 237.75 in Diameter luar bagian tangki = 240 in Tebal tangki = 1 1/8 in Tebal tutup atas dan bawah = 1 1/8 in
Bahan Konstruksi	: Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C
Jumlah Alat	: 1 buah
Harga Alat	: \$84,667.08

### V.32 Triacetin Distillation Column (D-310)

Tabel V.32 Spesifikasi Alat D-310

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Triacetin Distillation Column (D-310)
Fungsi	: Alat untuk memurnikan triacetin
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head

Kapasitas	:	452.679	ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki	= 960.00 in
		Diameter dalam bagian silinder	= 76.75 in
		Diameter luar bagian silinder	= 78 in
		Tebal silinder	= 5/8 in
		Tebal tutup atas dan bawah	= 3/4 in
Dimensi Tray	:	Tipe Tray	= Cross Flow
		Jumlah Tray	= 31
Bahan Konstruksi	:	SA 240 grade M tipe 316	
Jumlah Alat	:	1	buah
Harga Alat	:	\$149,343.33	

### V.33 Triacetin Distillation Condenser (E-312)

Tabel V.33 Spesifikasi Alat E-312

Spesifikasi Alat			
Nama Alat	:	Triacetin Distillation Condenser (E-312)	
Fungsi	:	Mengkondensasikan distilat dari Triacetin Distillation Column (D-310)	
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger	
Dimensi Tube	:	Jumlah Tube	= 1377 buah
		Inside Diamater	= 1.15 in
		Outside Diameter	= 3/4 in
		BWG	= 20 in
		Panjang	= 12 ft

		$P_T$	=	0.94	in
Dimensi Shell	:	Diameter Shell	=	39	in
		Baffle space	=	7.8	in
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel			
Jumlah Alat	:	1 buah			
Harga Alat	:	\$66,707.40			

### V.34 Triacetin Distillation Accumulator (F-313)

Tabel V.34 Spesifikasi Alat F-313

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	: Triacetin Distillation Accumulator (F-313)
Fungsi	: Menampung distilat Triacetin Distillation Column
Bentuk	: Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	: 433.73 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	: Tinggi tangki = 159.24 in Diameter dalam bagian silinder = 83.38 in Diameter luar bagian silinder = 84 in Tebal silinder = 5/16 in Tebal tutup kiri = 5/16 in Tebal tutup kanan = 5/16 in
Bahan	: Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	: 1 buah



Harga Alat	:	\$5,986.56
------------	---	------------

### V.35 Triacetin Jet Ejector (G-314)

Tabel V.35 Spesifikasi Alat G-314

Spesifikasi Alat		
Material	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Type	:	<i>Single stage jet</i>
Tekanan Vacuum Tangki	:	0.7380 inHg abs
Suhu vapor, Tv	:	173.63 °C
Tekanan Vapor pada 250°C	:	5.77 inHg
Total uap air	:	140 lb/jam = 63.6364 kg/jam
Total campuran uap ke ejector	:	2033.8 lb/jam
Suhu steam	:	250 °C
Tekanan steam	:	1.7 bar = 170 kPa
Kebutuhan steam, Ws	:	3330.56 lb/jam = 1513.89 kg/jam
Jumlah	:	1 Unit
Harga Alat	:	\$3,420.89

### V.36 Triacetin Barometric Condenser (E-215)

Tabel V.36 Spesifikasi Alat E-215

Spesifikasi Alat		
Type	:	<i>Barometric condenser</i>
Bahan	:	<i>Carbon steel SA 283 grade B</i>
Rate bahan	:	860.820                      kg uap/jam
Luas penampang condenser	:	1.463                      ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	:	36                      in
Jumlah air pendingin	:	6816.1                      kg air pendingin/jam
Kevakuman maksimum	:	6.0                      inHg
Diameter kolom barometrik	:	0.1680                      ft
Batas keamanan	:	1.5                      ft
Tinggi kolom barometrik	:	11.0352                      ft
Jumlah	:	1                      Unit
Harga Alat	:	\$1,710.45

### V.37 1<sup>st</sup> Triacetin Pump (L-316)

Tabel V.37 Spesifikasi Alat L-316

Spesifikasi Alat		
Nama	:	1st Triacetin Pump (L-316)

Alat		
Fungsi	:	Memompa liquid dari Triacetin Distillation Accumulator menuju Glycerol Distillation Column dan WWT
Kapasitas	:	8,608.20 kg/jam
Daya pompa	:	2 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

### V.38 2<sup>nd</sup> Triacetin Pump (L-317)

**Tabel V.38** Spesifikasi Alat L-317

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	2nd Triacetin Pump (L-317)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Triacetin Distillation Column menuju Triacetin Distillation Reboiler
Kapasitas	:	5283.53 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

**V.39 Triacetin Distillation Reboiler (E-318)****Tabel V.39** Spesifikasi Alat E-318

<b>Spesifikasi Alat</b>																									
Nama Alat	: Triacetin Distillation Reboiler (E-318)																								
Fungsi	: Sebagai reboiler kolom distilasi D-310																								
Jumlah	: 1 Unit																								
Tipe	: <i>Kettle Reboiler</i>																								
Dimensi Tube	: <table style="margin-left: 20px; border: none;"> <tr> <td>Jumlah Tube</td> <td>=</td> <td>2</td> <td>buah</td> </tr> <tr> <td>Inside Diamater</td> <td>=</td> <td>1.4</td> <td>in</td> </tr> <tr> <td>Outside Diameter</td> <td>=</td> <td>1/2</td> <td>in</td> </tr> <tr> <td>BWG</td> <td>=</td> <td>18</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Panjang</td> <td>=</td> <td>12</td> <td>ft</td> </tr> <tr> <td>Pitch</td> <td>=</td> <td>1.88</td> <td></td> </tr> </table>	Jumlah Tube	=	2	buah	Inside Diamater	=	1.4	in	Outside Diameter	=	1/2	in	BWG	=	18		Panjang	=	12	ft	Pitch	=	1.88	
Jumlah Tube	=	2	buah																						
Inside Diamater	=	1.4	in																						
Outside Diameter	=	1/2	in																						
BWG	=	18																							
Panjang	=	12	ft																						
Pitch	=	1.88																							
Shell	: ID Shell = 23.3 in																								
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>																								
Jumlah Alat	: 1 buah																								
Harga Alat	: \$147,312.17																								

**V.40 3<sup>rd</sup> Triacetin Pump (L-319)****Tabel V.40** Spesifikasi Alat L-319

<b>Spesifikasi Alat</b>	
Nama	: 3rd Triacetin Pump (L-319)

Alat		
Fungsi	:	Memompa liquid dari Triacetin Distillation Reboiler menuju Triacetin Cooler
Kapasitas	:	6277.03 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

#### V.41 Triacetin Cooler (E-3110)

**Tabel V.41** Spesifikasi Alat E-3110

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Triacetin Cooler (E-3110)
Fungsi	:	Menurunkan suhu triacetin dari kolom distilasi
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Dimensi Tube	:	Jumlah Tube = 774 buah
	:	Inside Diamater = 0.65 in
	:	Outside Diameter = 3/4 in
	:	BWG = 18 in
	:	Panjang = 12 ft
	:	P <sub>T</sub> = 1.00 in
Dimensi Shell	:	Diameter Shell = 33 in
	:	Baffle space = 5 in
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel

Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$41,050.71

#### V.42 Triacetin Storage Tank (F-3111)

Tabel V.42 Spesifikasi Alat F-3111

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Triacetin Storage Tank (F-3111)
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan produk samping hasil bottom Triacetin Distillation Column (D-310) berupa 99% Triacetin dalam keadaan cair
Bentuk	:	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head
Kapasitas	:	5791.949 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 254.804 in Diameter dalam bagian tangki = 237.75 in Diameter luar bagian tangki = 240 in Tebal tangki = 1 1/8 in Tebal tutup atas dan bawah = 1 1/8 in
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C
Jumlah Alat	:	30 buah
Harga Alat	:	\$1,808,796.75

#### V.43 Diacetin Distillation Column (D-320)

Tabel V.43 Spesifikasi Alat D-320

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Diacetin Distillation Column (D-320)

Fungsi	:	Alat untuk memurnikan diacetin
Bentuk	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	262.128 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 1176.00 in Diameter dalam bagian silinder = 76.50 in Diameter luar bagian silinder = 78 in Tebal silinder = 3/4 in Tebal tutup atas dan bawah = 7/8 in
Dimensi Tray	:	Tipe Tray = Reverse Flow Jumlah Tray = 45
Bahan Konstruksi	:	SA 240 grade M tipe 316
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$149,343.33

#### V.44 Diacetin Distillation Condenser (E-321)

Tabel V.44 Spesifikasi Alat E-321

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Diacetin Distillation Condenser (E-321)
Fungsi	:	Mengkondensasikan distilat dari Diacetin Purification Column (D-310)
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Dimensi	:	Jumlah Tube = 110 buah

Tube		Inside Diamater = 1.4 in
		Outside Diameter = 1.5 in
		BWG = 18 in
		Panjang = 12 ft
		$P_T$ = 1.88 in
Dimensi Shell	:	Diameter Shell = 25 in
		Baffle space = 5 in
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$66,707.40

#### V.45 Diacetin Distillation Accumulator (F-322)

Tabel V.45 Spesifikasi Alat F-322

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Diacetin Distillation Accumulator (F-322)
Fungsi	:	Menampung distilat Diacetin Distillation Column
Bentuk	:	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Kapasitas	:	161.21 ft <sup>3</sup>
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki = 113.59 in
		Diameter dalam bagian silinder = 59.63 in
		Diameter luar bagian silinder = 60 in
		Tebal silinder = 3/16 in
		Tebal tutup kiri = 3/16 in



		Tebal tutup kanan = 3/16 in
Bahan	:	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$5,986.56

#### V.46 1<sup>st</sup> Diacetin Pump (L-323)

Tabel V.46 Spesifikasi Alat L-323

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	1st Diacetin Pump (L-323)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Diacetin Distillation Accumulator menuju Diacetin Distillation Column dan WWT
Kapasitas	:	1,935.36 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

#### V.47 2<sup>nd</sup> Diacetin Pump (L-324)

Tabel V.47 Spesifikasi Alat L-324

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	2nd Diacetin Pump (L-324)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Diacetin Distillation Column menuju Diacetin Distillation Reboiler

Kapasitas	:	5283.53 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

#### V.48 Diacetin Distillation Reboiler (E-325)

**Tabel V.48** Spesifikasi Alat E-325

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Diacetin Distillation Reboiler (E-325)
Fungsi	:	Sebagai reboiler kolom distilasi D-320
Jumlah	:	1 Unit
Tipe	:	<i>Kettle Reboiler</i>
Dimensi Tube	:	Jumlah Tube = 2 buah Inside Diamater = 1.4 in Outside Diameter = 1 in BWG = 1/2 Panjang = 18 ft Pitch = 30 Shell ID Shell = 1.88 in Shell = 39 in
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>

Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$147,312.17

#### V.49 3<sup>rd</sup> Diacetin Pump (L-326)

**Tabel V.49** Spesifikasi Alat L-326

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	3rd Diacetin Pump (L-326)
Fungsi	:	Memompa liquid dari Diacetin Distillation Reboiler menuju Diacetin Cooler
Kapasitas	:	5283.53 kg/jam
Daya pompa	:	1 hp
Material	:	Commercial steel
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga Alat	:	\$4,169.21

#### V.50 Diacetin Cooler (E-327)

**Tabel V.50** Spesifikasi Alat E-327

<b>Spesifikasi Alat</b>		
Nama Alat	:	Diacetin Cooler (E-327)
Fungsi	:	Menurunkan suhu diacetin dari kolom distilasi
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Dimensi Tube	:	Jumlah Tube = 422 buah Inside Diamater = 0.65 in Outside Diameter = 3/4 in

	BWG	=	18	in
	Panjang	=	12	ft
	P <sub>T</sub>	=	1.00	in
Dimensi Shell	Diameter Shell	=	25	in
	Baffle space	=	5	in
Bahan Konstruksi	Carbon Steel			
Jumlah Alat	1 buah			
Harga Alat	\$41,050.71			

### V.51 Diacetin Tank (F-328)

**Tabel V.51** Spesifikasi Alat F-328

<b>Spesifikasi Alat</b>				
Nama Alat	:	Diacetin Storage Tank (F-328)		
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan produk samping hasil bottom Diacetin Distillation Column (D-420) berupa 96.71% Diacetin dalam keadaan cair		
Bentuk	:	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk torispherical dish head		
Kapasitas	:	4773.495	ft <sup>3</sup>	
Dimensi Bejana	:	Tinggi tangki	=	213.812 in
		Diameter dalam bagian tangki	=	237.75 in
		Diameter luar bagian tangki	=	240 in
		Tebal tangki	=	1 1/8 in
		Tebal tutup atas dan bawah	=	1 1/8 in
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel and Low-alloy steel SA - 283 grade C		

Jumlah Alat	:	30 buah
Harga Alat	:	\$1,324,526.7

## **BAB VI**

### **ANALISA EKONOMI**

#### **VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia**

##### **VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan**

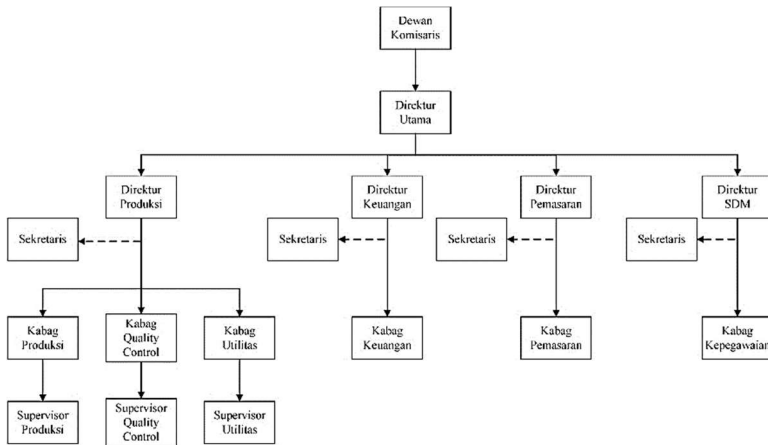
Bentuk badan perusahaan Pabrik Triacetin dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*) ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham, di mana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
4. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

##### **VI.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan**

Berdasarkan sistem organisasi yang dipilih, yakni garis dan staff maka disusunlah suatu bagan struktur organisasi perusahaan. Jumlah setiap bagian yang ada didasarkan pada jumlah tenaga kerja yang diperlukan oleh perusahaan. Di mana perusahaan dengan kapasitas 140 ton/hari dengan tiga tahapan proses utama, maka diperlukan jumlah tenaga kerja sebanyak 84 jam pekerja/hari-proses.

(Timmerhauss, 1991)



**Gambar VI.1** Struktur Organisasi

Bagan diatas merupakan struktur organisasi perusahaan dari Pabrik Triacetin dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*). Berikut ini merupakan penjelasan pembagian kerja dalam organisasi perusahaan tersebut :

### 1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham dari perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris :

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

## 2. **Direktur Utama**

Direktur utama adalah pemegang kepemimpinan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas direktur utama :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.

Selain tugas-tugas diatas, direktur utama juga berhak mewakili perusahaan secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

## 3. **Direktur Produksi**

Direktur produksi dan pemeliharaan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, terutama yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dan pemeliharaan dibantu oleh supervisor yang menangani bidang proses dan quality control, dan membawahi supervisor di bagian masing-masing.

Tugas direktur produksi adalah :



- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

#### **4. Direktur Keuangan**

Direktur keuangan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana membawahi karyawan di bidangnya.

Tugas direktur keuangan adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

#### **5. Direktur Pemasaran**

Direktur pemasaran bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh kepala bagian yang menangani bidang penjualan, dan membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur pemasaran adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

## 6. **Direktur SDM**

Direktur SDM bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan bidangnya.

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

Tugas direktur SDM adalah :

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian kepegawaian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

## 7. **Kepala Bagian Produksi**

Tugas kepala bagian produksi adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.
- Memastikan dalam produksi berjalan lancar.

- Memastikan produksi sesuai dengan spesifikasi alat yang telah ada.
- Memastikan bahwa bagian produksi menguasai proses produksi.

#### **8. Kepala Bagian Pengendalian Mutu (*Quality Control*)**

Tugas kepala bagian pengendalian mutu adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi
- Memastikan produk telah sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan
- Memastikan seluruh proses pengujian atau analisa produk telah dilaksanakan

#### **9. Kepala Bagian Utilitas**

Tugas kepala bagian utilitas adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi
- Memelihara alat-alat dalam utilitas dan untuk IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah)

#### **10. Kepala Bagian Penjualan**

Tugas kepala bagian penjualan adalah :

- Mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.

#### **11. Kepala Bagian Pengelolaan Dana**

Tugas kepala bagian pengelolaan dana adalah :

- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
  - Barang yang dibeli

- Jumlah yang dibeli
- Waktu pembelian
- Tempat pembelian
- Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.

## **12. Kepala Bagian Kepegawaian**

Tugas kepala bagian kepegawaian adalah :

- Mengurusi penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
- Mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.
- Mengurusi fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur SDM dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur SDM.

## **13. Supervisor Utilitas**

Tugas supervisor utilitas adalah :

- Mengawasi dan mengatur support forklift dan alat berat ke semua bagian.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian utilitas yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Menjaga ketersediaan sistem/metode/prosedur baku yang terukur untuk meningkatkan dan mengevaluasi sistem/metode/prosedur pemeliharaan dan perbaikan

mesin utilitas maupun cara mengoperasikannya dengan mengatur dan memonitor jadwal pemeliharaan dan perbaikan.

- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian utilitas.

#### **14. Supervisor Proses**

Supervisor proses bertugas mengusahakan agar proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien dan memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.

Tugas supervisor proses adalah :

- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian produksi yang terdiri dari supervisor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian produksi.

#### **15. Supervisor *Quality Control***

Tugas supervisor *quality control* antara lain adalah :

- Mengontrol kualitas produk, meneliti, dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian *quality control*.

### **VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Pabrik Triacetin dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*) ini memiliki kapasitas 46000 ton/tahun atau 140 ton/hari. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi di pabrik, maka diperoleh bahwa pabrik ini membutuhkan jam tenaga kerja sebanyak 84 jam tenaga kerja per hari untuk setiap tahapan prosesnya. Selain itu, pabrik ini secara garis besar memiliki tiga tahapan utama, yakni tahap pre treatment, esterifikasi, dan purifikasi. Sehingga bila dikalikan dengan tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 252 jam tenaga kerja. Dengan 3 shift kerja operator selama 8 jam maka dibutuhkan 94 tenaga kerja sebagai operator (Timmerhauss, 1991)

### **VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji**

Sistem pemberian gaji karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan, besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya, serta keahlian dan masa kerja. Berdasarkan statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Pekerja Borongan

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya : tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

**Tabel VI.1** Perhitungan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah Karyawan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	25,386,838	3	76,160,514
2	Direktur utama	39,522,174	1	39,522,174
3	Sekretaris	7,667,668	3	23,003,004
4	Direktur Produksi	28,770,672	1	28,770,672
5	Direktur Keuangan	28,770,672	1	28,770,672
6	Direktur Pemasaran	28,770,672	1	28,770,672
7	Direktur SDM	28,770,672	1	28,770,672
8	Manager			
	a. Produksi	25,386,838	1	25,386,838
	b. Keuangan	25,386,838	1	25,386,838
	c. Pemasaran	25,386,838	1	25,386,838
	d. SDM	25,386,838	1	25,386,838
9	Kepala Bagian			
	a. Kabag Proses	18,019,170	1	18,019,170
	b. Kabag Quality Control	18,019,170	1	18,019,170
	c. Kabag Penjualan	18,019,170	1	18,019,170
	d. Kabag Pembukuan	18,019,170	1	18,019,170
	e. Kabag Pengelolaan Dana	18,019,170	1	18,019,170
	f. Kabag Kepegawaian	18,019,170	1	18,019,170

No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah Karyawan	Jumlah
	Pendidikan & Latihan			
10	Dokter	14,335,336	2	28,670,672
11	Perawat	7,667,668	4	30,670,672
12	Supervisor			
	a. Utilitas	14,335,336	1	14,335,336
	b. Proses	14,335,336	3	43,006,008
	c. Quality Control	14,335,336	3	43,006,008
	d. Maintenance	14,335,336	4	57,341,344
	e. Gudang	14,335,336	3	43,006,008
13	Operator			
	a. Maintenance	3,733,834	15 x 3	168,022,530
	b. Utilitas	3,733,834	15 x 3	168,022,530
	c. Proses	3,733,834	15 x 3	168,022,530
	d. Quality Control	3,733,834	15 x 3	168,022,530
	e. Gudang	3,733,834	15 x 3	168,022,530
14	Karyawan			
	a. Penjualan	7,667,668	18	138,018,024
	b. Pembukuan	7,667,668	12	92,012,016
	c. Pengelolaan Dana	7,667,668	12	92,012,016
	d. Kepegawaian	7,667,668	12	92,012,016
	e. Pendidikan & Latihan	7,667,668	12	92,012,016
15	Keamanan	1,841,917	15	27,628,755
16	Sopir	1,841,917	8	14,735,336
17	Pesuruh/tukang kebun	1,841,917	13	23,944,921



No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah Karyawan	Jumlah
18	Pegawai Kantin	1,841,917	8	14,735,336
<b>Total</b>			<b>377</b>	<b>2,153,973,720</b>

Untuk tenaga kerja operator dan karyawan tidak tetap, diberlakukan sistem waktu kerja shift. Sistem ini terdiri atas tiga shift, yaitu pagi, sore, dan malam, dengan tujuan ada waktu istirahat lebih untuk karyawan tersebut. Dimana sistem pembagian jam kerja adalah sebagai berikut :

**Tabel VI.2** Pembagian *Shift* Kerja Karyawan

<i>Shift</i>	Jam Kerja
<i>Shift</i> Pagi	07.00-15.00
<i>Shift</i> Siang	15.00-23.00
<i>Shift</i> Malam	23.00-07.00

## VI.2 Analisa Ekonomi

Analisa Ekonomi dihitung untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain Pabrik Metanol dari Batubara ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan layak atau tidaknya pabrik ini didirikan adalah :

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

### VI.2.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

Dari hasil perhitungan pada Appendix D, didapatkan harga  $i = 18,36\%$ . Harga  $i$  yang diperoleh lebih besar dari harga  $i$  untuk bunga pinjaman yaitu  $6,3\%$  per tahun. Dengan harga  $i = 18,36\%$  yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

### **VI.2.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)**

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 6 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

### **VI.2.3 Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)**

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan Biaya variabel (VC), Biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 20,82%.

## BAB VII KESIMPULAN

Berdasarkan hasil yang telah dipaparkan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut :

1. Perencanaan operasi : kontinyu, 24 jam/hari,  
330 hari/tahun
  2. Kapasitas produksi triacetin : 49.714 ton/tahun
  3. Bahan baku gliserol : 594.000 ton/tahun
  4. Umur pabrik : 20 tahun
  5. Masa konstruksi : 2 tahun
  6. Analisis ekonomi :
- *Total Capital Investment* = Rp 585,684,955,400.60
  - *Internal Rate of Return* = 18,36%
  - *Pay Out Time* = 6 tahun
  - *Break Even Point* = 20,82 %

Berdasarkan hasil analisis ekonomi tersebut, terlihat bahwa IRR sebesar 18,36% berada di atas bunga pinjaman bank sebesar 6,3%. Jangka waktu pengembalian modal (POT) pada tahun kelima menginjak tahun keenam lebih kecil dari waktu pengembalian modal yang ditetapkan pemberi pinjaman yaitu 20 tahun. Berdasarkan kondisi seperti ini, pabrik triacetin (*triacytl glycerol*) dari produk samping biodiesel (*crude glycerol*) ini layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Badan Meteorologi, Klimatologi, dan Geofisika. 2019. *Prakiraan Cuaca*. [www.bmkg.go.id](http://www.bmkg.go.id). Diakses pada 29 Oktober 2019
- Badan Pusat Statistik. 2018. *Persentase Pengangguran Terbuka Tiap Provinsi*. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id). Diakses pada 17 Oktober 2019.
- BPS. 2019. *Data Impor Triacetin di Indonesia Tahun 2012-2018*. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id). Diakses pada 12 Oktober 2019
- Bremus, N., Dieckelmann, G., Jeromin, L., Rupilius, W. and Schutt, H., Henkel AG and Co KGaA, 1983. *Process for the continuous production of triacetin*. U.S. Patent 4,381,407.
- Brockmann, R., Jeromin, L., Johannisbauer, W., Meyer, H., Michel, O. dan Plachenka, J., Henkel AG and Co KGaA, 1987. *Glycerol distillation process*. U.S. Patent 4,655,879.
- Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.
- Chuang, K. T. dan Nandakumar. 2000. *Tray Column Design*. Canada: University of Alberta
- Coulson, J. M. dan J. F. Richardson. 2005. *Chemical Engineering Design*. Elsevier Butterworth-Heinemann
- Eastman. 2014. *Product Overview*. [www.eastman.com](http://www.eastman.com). Diakses pada 13 Oktober 2019
- Fiume, M.Z., 2003. *Final report on the safety assessment of triacetin*. International Journal of Toxicology, 22, pp.1-10.
- GAPKI. 2019. *Perkembangan Biodiesel di Indonesia*. [www.gapki.id](http://www.gapki.id). Diakses pada 12 Oktober 2019
- GAPMMI. 2020. *Daftar Anggota Gabungan Pengusahaan Makanan dan Minuman*. [www.gapmmi.or.id](http://www.gapmmi.or.id). Diakses pada 15 Oktober 2019

- Geankoplis, Christie J. 1997. *Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition*. New Delhi: Prentice Hall of India
- Gonçalves, V.L., Pinto, B.P., Silva, J.C. dan Mota, C.J., 2008. *Acetylation of glycerol catalyzed by different solid acids*. *Catalysis Today*, 133, pp.673-677. Brazil: Universidade Federal do Rio de Janeiro
- Himmelblau, David M. 1989. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. Texas: Prentice-Hall International, Inc.
- Howel, Carl. 1987. *Process For Deodorizing Triacetin Produced From Natural Glycerin*. European Patent 244,208
- Hugot, E. 1960. *Handbook of Cane Sugar Engineering*. Netherland: Elsevier Science Publisher
- Kementerian Perindustrian. 2013. *Profil Industri Oleokimia Dasar dan Biodiesel*. Jakarta: Kementerian Perindustrian
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo: McGraw-Hill Book Company
- Khayoon, M.S. dan Hameed, B.H., 2011. *Acetylation of glycerol to biofuel additives over sulfated activated carbon catalyst*. *Bioresource technology*, 102(19), pp.9229-9235. Malaysia: Universitas Sains Malaysia
- Kondo, T., Kamikawa, M., Oka, K., Matsuo, T., Tanto, M. dan Sase, Y., Hitachi Ltd, 2015. *Glycerin purification method*. U.S. Patent 8,940,947.
- Kong, P., Aroua, M.K., Daud, W.M.A.W., Lee, H.V., Cognet, P. dan Pérès, Y., 2016. *Catalytic role of solid acid catalysts in glycerol acetylation for the production of bio-additives: a review*. *RSC advances*, 6(73), pp.68885-68905. Malaysia: University of Malaya
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3<sup>rd</sup> Edition*. New York : John Wiley & Sons.

- Liao, Xiaoyuan, Yulei Zhu, dan Sheng Guang Wang. 2008. *Producing triacetyl glycerol with glycerol by two steps: Esterification and acetylation*. Beijing: Chinese Academy of Science
- Ludwig, Ernest E, dkk. 1994. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3 Third Edition*. Gulf Propesional Publishing.
- McCabe, Warren L. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering 5<sup>th</sup> Edition*. New York : McGraw Hill, Inc.
- McKinn. 2017. *Product Spesification*. North Carolina: McKinn International Pte Ltd
- Pachauri, Naresh dan Brian He. 2006. *Value-added Utilization of Crude Glycerol from Biodiesel Production: A Survey of Current Research Activities*. Oregon: American Society of Agricultural and Biological Engineer
- Paliagro, M. dan Rossi, M., 2008. *The future of glycerol: new uses of a versatile raw material*. New York: RSC Green Chemistry Book
- Pemerintah Kota Dumai. 2011. Rencana Pembangunan Jangka Panjang Daerah. Dumai: Pemerintah Kota Dumai
- Pemerintah Kabupaten Gresik. 2016. Profil Alam Kabupaten Gresik. Gresik: Pemerintah Kabupaten Gresik
- Perry, R. H., dan Don Green. 1984. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Editon*. New York: McGraw-Hill Book Company
- PLN. 2018. Statistik PLN 2018. Jakarta: Perusahaan Listrik Negara
- Prasetyo, Ari Eko dan Anggra Wihi. 2012. *Potensi Gliserol Dalam Pembuatan Turunan Gliserol Melalui Proses Esterifikasi*. *Jurnal Ilmu Lingkungan*. Semarang: Universitas Diponegoro
- Reid, R. C., John M. Prausnitz, dan Thomas K. Sherwood. 1977. *The Properties of Gases and Liquid*. McGraw-Hill

- Seborg D.E., Edgar T.F., Mellichamp D.A., and Doyle F.J. “*Process Dynamics and Control*”. Asia: John Wiley and Sons Pte Ltd. 2011.
- Seider W.D., Seader J.D., and Lewin D.R. “*Product and Process Design Principles 2<sup>nd</sup> ed*”. New York: John Wiley & Sons Inc. 2004.
- Shreeve, R. N. 1959. *Chemical Process Industries 2nd Editon*. Tokyo: Kogakusa Co Ltd
- Silla, Harry. 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economic*. New Jersey: Marcel Dekker Inc
- Smith, Robin. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. USA : John Wiley & Sons Inc.
- Timmerhaus, K.D., Peters Max. S., dan Ronald E. West. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers’ 5th Edition*. Boston: McGraw-Hill Book Company
- Ueoka, H. and Katayama, T., Kao Corp, 2001. *Process for preparing glycerol*. U.S. Patent 6,288,287.
- Ulrich, Gael D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. Canada: John Wiley & Sons
- Van Ness, S. 1967. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 4th Edition*. Singapore: McGraw-Hill Inc
- Van Winkle, Matthew. 1967. *Distillation*. New York: McGraw-Hill Book Company

## RIWAYAT PENULIS



### **Melinda Nur Fauziah**

Penulis dilahirkan di Surabaya, 6 April 1998, merupakan anak pertama dari tiga bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal SDN Ketintang III Surabaya, SMP Negeri 6 Surabaya, SMA Negeri 5 Surabaya, dan S1 Teknik Kimia FTIRS-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Pupuk Sriwidjaja, Palembang, Sumatera Selatan.

Penulis mengambil penelitian di laboratorium Perpindahan Panas dan Massa, serta telah menyelesaikan tugas pra desain pabrik dengan judul “Pra Desain Pabrik Triacetin (*Triacetyl Glycerol*) dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*)” dan skripsi dengan judul “Pirolisa Katalitik Asbuton untuk Menghasilkan Bahan Bakar Cair Menggunakan Reaktor Batch dengan Katalis Zeolit ZSM-5”.



melindafauziah93@gmail.com



## RIWAYAT PENULIS



### **Farid Ramadhan**

Penulis dilahirkan di Padang, 28 Desember 1999, merupakan anak kedua dari tiga bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal SD DEK Padang, SMP Negeri 1 Padang, SMA Negeri 1 Padang, dan S1 Teknik Kimia FTIRS-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Pertamina Refinery Unit IV Cilacap, Jawa

Tengah. Penulis mengambil penelitian di laboratorium Perpindahan Panas dan Massa, serta mengerjakan tugas pra desain pabrik dengan judul “Pra Desain Pabrik Triacetin (*Triacetyl Glycerol*) dari Produk Samping Biodiesel (*Crude Glycerol*)” dan skripsi dengan judul “Pirolisa Katalitik Asbuton untuk Menghasilkan Bahan Bakar Cair Menggunakan Reaktor Batch dengan Katalis Zeolit ZSM-5”.



faridramadhan28@yahoo.com