



## TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK18403

PEMANFAATAN GAS BUANG CO<sub>2</sub> DARI INDUSTRI GAS  
ALAM CAIR (LNG) SEBAGAI BAHAN BAKU  
PEMBUATAN *DIMETHYL CARBONATE* (DMC)

Mayasti Suraira  
NRP. 02211746000032

Puji Andini  
NRP. 02211746000033

Dosen Pembimbing :  
Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng  
NIP. 1963 01 22 1987 01 1 001  
Rizky Tetrisyanda, S.T.,M.T  
NIP. 1991 01 10 2015 04 2 002

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA  
SISTEM  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2019



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK18403**

**PEMANFAATAN GAS BUANG CO<sub>2</sub> DARI INDUSTRI GAS  
ALAM CAIR (LNG) SEBAGAI BAHAN BAKU  
PEMBUATAN *DIMETHYL CARBONATE* (DMC)**

**Mayasti Suraira  
NRP. 02211746000032**

**Puji Andini  
NRP. 02211746000033**

**Dosen Pembimbing:  
Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng  
NIP. 1963 01 22 1987 01 1 001  
Rizky Tetrisyanda, S.T.,M.T  
NIP. 1991 01 10 2015 04 2 002**

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



**PLANT DESIGN PROJECT - TK18403**

**UTILIZATION OF LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG)  
INDUSTRY CO<sub>2</sub> WASTE AS DIMETHYL CARBONATE  
PRODUCING (DMC) RESOURCES**

**Mayasti Suraira  
NRP. 02211746000032**

**Puji Andini  
NRP. 02211746000033**

**Advisors:**

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

**NIP. 1963 01 22 1987 01 1 001**

**Rizky Tetrisyanda, S.T.,M.T**

**NIP. 1991 01 10 2015 04 2 002**

**DEPARTEMENT OF CHEMICAL ENGINEERING  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND SYSTEM  
ENGINEERING  
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY  
SURABAYA  
2019**

## LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul:

**“PEMANFAATAN GAS BUANG CO<sub>2</sub> DARI INDUSTRI GAS ALAM CAIR (LNG)  
SEBAGAI BAHAN BAKU PEMBUATAN DIMETHYL CARBONAT (DMC)”**

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

Oleh :

**Mayasti Suraira**

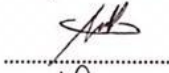
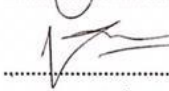
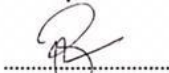
**NRP 0221174600032**

**Puji Andini**

**NRP 0221174600033**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng  
(Pembimbing 1)
2. Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T  
(Pembimbing 2)
3. Prof. Dr. Ir. Achmad Rosyadi, M.Sc  
(Penguji)
4. Annas Wiguno, S.T., MT  
(Penguji)
5. Prida Novarita Trisanti, S.T., MT  
(Penguji)



**Surabaya, 10 Juli 2019**

## INTISARI

Gas Karbon Dioksida (CO<sub>2</sub>) adalah salah satu gas efek rumah kaca yang jumlahnya melimpah di atmosfer. Gas CO<sub>2</sub> disinyalir sebagai penyebab meningkatnya suhu global dan perubahan iklim. Salah satu penyumbang gas CO<sub>2</sub> terbesar adalah industri pengolahan minyak dan gas bumi. Sumber – sumber emisi dari industri tersebut berasal dari sumber pembakaran, emisi proses dan sumber pembuangan gas (*waste gas*), emisi fugitif, serta sumber emisi tidak langsung.

Dengan melimpahnya sumber CO<sub>2</sub> maka potensi CO<sub>2</sub> untuk dikonversi menjadi produk yang lebih berharga juga semakin tinggi. Pemilihan produk yang akan dibuat dengan berbahan dasar CO<sub>2</sub> dilakukan dengan *Key Performance Indicator* (KPI) yang terdiri dari *Engineering Performance*, *Economic Performance*, serta *Environmental, Health, and Safety Performance*. Berdasarkan analisis kualitatif dengan metode pembobotan, produk berbahan dasar CO<sub>2</sub> dengan hasil KPI terbaik dimiliki oleh *methanol*, *dimethyl carbonate*, dan *methane* sehingga konversi CO<sub>2</sub> menjadi produk – produk tersebut dapat diimplementasikan dimasa depan.

Dengan melihat tingginya *market demand* akan zat aditif, pra-rancang pabrik ini akan berfokus pada pemanfaatan gas buang CO<sub>2</sub> sebagai bahan baku pembuatan *dimethyl carbonate* (DMC). DMC digunakan sebagai oksigenat untuk meningkatkan nilai oktan/setan dari bahan bakar minyak (BBM), selain itu DMC juga dapat digunakan dalam produksi polikarbonat, produksi karbamat dan isosianat, reagen untuk metilasi, serta solvent.

Prarancang pabrik DMC ini akan memanfaatkan gas buang dari amine regenerator plant acid gas removal unit PT Badak NGL di Bontang, Kalimantan Timur. Proses pembuatan DMC ini merupakan proses *direct synthesis* dengan reagen methanol dan katalis *cerium oxide* (CeO<sub>2</sub>) dengan dehydrating agent 2-cyanopiridine. Proses ini berlangsung secara optimum dalam kondisi 120 °C dan 30 bar dengan konversi 92.4%. Kehadiran

dehydrating agent berfungsi untuk memperbesar yield DMC sendiri.

Pabrik DMC ini akan dibangun di Kota Bontang, Kalimantan Timur pada tahun 2021. Pemilihan kota Bontang berdasarkan pertimbangan dekatnya lokasi pabrik dengan sumber bahan baku CO<sub>2</sub> dan metanol, terdapatnya pasar dari pabrik DMC yaitu PT Pertamina RU V Balikpapan, serta pertimbangan lain meliputi fasilitas transportasi, potensi bencana, ketersediaan sumber daya manusia (SDM), serta ketersediaan bahan baku utilitas (listrik, air, dan udara).

Pabrik DMC ini berkapasitas 58481,08 kg/jam bahan baku CO<sub>2</sub>, 28837,7 kg/jam metanol, dan 52084,70 kg/jam 2-Cyanopiridine. Sehingga produk DMC yang dihasilkan sebesar 40260,04 kg/jam dan produk samping 2-Picolineamide sebesar 61085,38 kg/jam. Berdasarkan analisis ekonomi, pabrik DMC ini akan membutuhkan *Total Capital Investment* sebesar 3,82 Triliun Rupiah, *Total Production Cost* sebesar 12,23 Triliun Rupiah/tahun, Penjualan Total sebesar 13,45 Triliun Rupiah/tahun, *Break Event Point* sebesar 56,85%, waktu pengembalian modal 2,96 tahun serta *Internal Rate of Return* sebesar 37,32% dengan bunga bank 12,5%/tahun dan inflasi 4%/tahun, sehingga pabrik DMC ini layak untuk didirikan.

## KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur penulis ucapkan kepada Allah SWT karena atas berkah dan rahmat-Nya, penulis mampu menyelesaikan penyusunan Tugas Pra Desain Pabrik ini yang berjudul “Pemanfaatan Gas Buang CO<sub>2</sub> Dari Industri Gas Alam Cair (LNG) Sebagai Bahan Baku Pembuatan *Dimethyl Carbonat* (DMC)” yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Pada kesempatan kali ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu dan membimbing dalam penyusunan Tugas Pra Desain Pabrik, diantaranya:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng, selaku Dosen Pembimbing 1 Tugas Pra Desain Pabrik dan sekaligus Kepala Laboratorium Termodinamika.
2. Ibu Rizky Tetrisyanda S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing 2 Tugas Pra Desain Pabrik.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA selaku Dosen Pembimbing Tugas Pra Desain Pabrik.
4. Bapak Juwari, S.T. M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, FTI-ITS.
5. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia.
6. Orang tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
7. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia yang tersayang, terimakasih untuk segala dukungan, bantuan dan kerjasamanya.
8. Teman-teman Lintas Jalur Genap 2017 yang sangat mendukung kami dalam mengerjakan Tugas Pra Desain Pabrik ini.
9. Semua pihak yang berperan dalam pelaksanaan dan penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa laporan ini masih jauh dari sempurna sehingga diperlukan evaluasi untuk peningkatan kualitas yang berkelanjutan. Oleh karena itu, penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari para pembaca. Penulis mengharapkan semoga laporan ini dapat menambah wawasan dan bermanfaat bagi para pembacanya.

Surabaya, Juli 2019

Penulis



# DAFTAR ISI

<b>INTISARI</b> .....	<b>v</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>ix</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>xi</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>xvii</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
I.1 Latar Belakang.....	1
I.2 Aspek Pemasaran.....	8
<b>BAB II BASIS DESAIN DATA</b> .....	<b>1</b>
II.1 Kapasitas.....	1
II.2 Lokasi Pabrik.....	4
II.2.1 Ketersediaan dan Jarak Sumber Bahan Baku dari Pabrik	5
II.2.3 Sumber Air dan Listrik.....	6
II.2.5 Potensi Bencana.....	7
II.2.6 Ketersediaan Sumber Daya Manusia.....	8
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk.....	9
II.3.1 Sumber Bahan Baku Primer.....	9
II.3.2 Sumber Bahan Baku Pendukung.....	11
II.3.3 Kualitas Produk DMC.....	11
<b>BAB III URAIAN PROSES</b> .....	<b>III-1</b>
III.1 Seleksi Proses.....	III-1
III.1.1 Pemilihan Katalis.....	III-3
III.1.2 Pemilihan <i>Water Removal</i> .....	III-8
III.1.3 Pemilihan <i>Dehydrating Agent</i> .....	III-11
III.2 Uraian Proses.....	III-13
III.2.1 Proses Sintesis Produk.....	III-13
III.2.2 Separation Unit.....	III-15
III.3 Perbandingan Spesifikasi Produk dengan Produk Dipasaran.....	III-18

<b>BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....</b>	<b>IV-1</b>
IV.1 Neraca Massa.....	IV-1
IV.2 Neraca Energi.....	IV-30
<b>BAB V HARGA DAN SPESIFIKASI ALAT.....</b>	<b>V-1</b>
<b>BAB VI ANALISA EKONOMI .....</b>	<b>VI-1</b>
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....	VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan.....	VI-1
VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	VI-7
<b>BAB VII KESIMPULAN.....</b>	<b>VII-1</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel II-1</b> Supply-Demand Bahan Bakar Minyak .....	1
<b>Tabel II-2</b> Laju Pertumbuhan Supply-Demand BBM .....	2
<b>Tabel II-3</b> Prediksi Supply-Demand BBM pada tahun 2021 .....	2
<b>Tabel II-4</b> Pembobotan Lokasi Pabrik DMC .....	4
<b>Tabel II-5</b> Perbandingan Jumlah CO <sub>2</sub> dan Metanol yang Tersedia .....	5
<b>Tabel II-6</b> Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN Menurut Jenis Pembangkit (MW) .....	6
<b>Tabel II-7</b> Perbandingan Aksesabilitas dan Fasilitas Transportasi .....	7
<b>Tabel II-8</b> Perbandingan Data Statistik Penduduk .....	8
<b>Tabel II-9</b> Spesifikasi feed gas CO <sub>2</sub> .....	9
<b>Tabel II-10</b> Spesifikasi Produk Metanol dari PT. KMI.....	10
<b>Tabel II-11</b> Karakteristik Katalis Cerium Oxide.....	11
<b>Tabel II-12</b> Karakteristik Water Trap Agent 2-Cyanopyridine .....	11
<b>Tabel II-13</b> Target Kualitas Produk DMC .....	13
<b>Tabel III-1</b> Daftar Katalis Logam Karbonat Yang Digunakan Untuk Sintesis Langsung DMC dengan Hasil Katalitik..	III-4
<b>Tabel III-2</b> Daftar Katalis Organotin Yang Digunakan dalam Sintesis DMC Langsung dan Hasil Katalitiknya.....	III-5
<b>Tabel III-3</b> Jenis Katalis Logam Oksida yang Digunakan dalam Sintesis DMC dengan Hasil yang Diperoleh .....	III-6
<b>Tabel III-4</b> Katalis Berbasis Polimer Untuk Sintesis Langsung DMC dan Aktivitas Katalitiknya .....	III-7
<b>Tabel III-5</b> Karakteristik Katalis Cerium Oxide (CeO <sub>2</sub> )	III-8
<b>Tabel III-6</b> Kinerja Reaktor Katalitik Membran Berdasarkan Tipe Material Membran.....	III-9
<b>Tabel III-7</b> Perbandingan Spesifikasi Produk dengan Produk Dipasaran.....	III-19

<b>Tabel IV.1</b> Komposisi Fresh Feed Flue Gas .....	2
<b>Tabel IV.2</b> Komposisi Fresh Feed Methanol .....	3
<b>Tabel IV.3</b> Komposisi Fresh Feed 2-Cyanopiridine.....	3
<b>Tabel IV.4</b> Neraca Massa pada Flue Gas Separator (H-111) .....	5
<b>Tabel IV.5</b> Neraca Massa pada Trickle Bed Reactor (R-110) .....	7
<b>Tabel IV.6</b> Neraca Massa pada Flash Drum Produk Atas Reaktor R-110 (H-211) .....	9
<b>Tabel IV.7</b> Neraca Massa pada Kolom Distilasi 2- Picolineamide (D-220) .....	11
<b>Tabel IV.8</b> Neraca Massa pada Mixing Point Sebelum Kolom Distilasi D-210 .....	12
<b>Tabel IV.9</b> Neraca Massa pada Kolom Distilasi DMC (D- 210).....	15
<b>Tabel IV.10</b> Neraca Massa pada Flash Drum (H-231A)...	17
<b>Tabel IV.11</b> Neraca Massa pada Flash Drum (H-231B) ..	19
<b>Tabel IV.12</b> Neraca Massa pada Mixing Point Sebelum Kolom Distilasi D-230 .....	20
<b>Tabel IV.13</b> Neraca Massa pada Kolom Distilasi DMC (D- 230).....	23
<b>Tabel IV.14</b> Neraca Massa pada Mixing Point Sebelum Masuk ke Tangki Penyimpanan F-310.....	24
<b>Tabel IV.15</b> Neraca Massa pada Mixing Point Sebelum Masuk ke Tangki Penyimpanan F-310.....	26
<b>Tabel IV.16</b> Neraca Massa pada Splitter .....	27
<b>Tabel IV.17</b> Neraca Massa pada Mixing Point Sebelum Masuk ke Tangki Penyimpanan F-310.....	29
<b>Tabel IV.18</b> Komposisi Fresh Feed Flue Gas .....	31
<b>Tabel IV.19</b> Komposisi Fresh Feed Methanol .....	31
<b>Tabel IV.20</b> Komposisi Fresh Feed 2-Cyanopiridine.....	31

<b>Tabel IV.21</b> Konstanta Kapasitas Panas Gas pada Keadaan Gas Ideal.....	33
<b>Tabel IV.22</b> Parameter Equation of State Peng-Robinson	35
<b>Tabel IV.23</b> Data Properties Komponen Murni (Pure Component).....	35
<b>Tabel IV.24</b> Data Komponen pada Suhu Reference Berfase Gas.....	37
<b>Tabel IV.25</b> Data Komponen pada Suhu Reference Berfase Liquid .....	38
<b>Tabel IV.26</b> Entalpi Pembentukan Standar pada 298 K....	40
<b>Tabel IV.27</b> Neraca Energi pada Flue Gas Compressor (G-114A).....	41
<b>Tabel IV.28</b> Neraca Energi pada Flue Gas Compressor Intercooler (E-118).....	42
<b>Tabel IV.29</b> Neraca Energi pada Flue Gas Compressor (G-114B).....	43
<b>Tabel IV.30</b> Neraca Energi pada Flue Gas Methanol Cross Exchanger (E-117A).....	44
<b>Tabel IV.31</b> Neraca Energi pada Flue Gas 2-Cyanopiridine Cross Exchanger (E-117B).....	45
<b>Tabel IV.32</b> Neraca Energi pada Methanol Pre-Heater (E-119A).....	45
<b>Tabel IV.33</b> Neraca Energi pada 2-Cyanopiridine Pre-Heater (E-119B).....	46
<b>Tabel IV.34</b> Neraca Energi pada CO <sub>2</sub> 1 <sup>st</sup> Recycle Heater (E-119C).....	47
<b>Tabel IV.35</b> Neraca Energi pada CO <sub>2</sub> 2 <sup>nd</sup> Recycle Cooler (E-119D).....	47
<b>Tabel IV.36</b> Neraca Energi pada Methanol Recycle 2 <sup>nd</sup> Cooler (E-119 E).....	48
<b>Tabel IV.37</b> Neraca Energi pada Reaktor DMC (R-110)..	49

<b>Tabel IV.38</b> Neraca Energi pada R-110 Top Product Cooler (E-212).....	49
<b>Tabel IV.39</b> Neraca Energi pada H-211 Bottom Product Heater (E-213).....	50
<b>Tabel IV.40</b> Neraca Energi pada E-213 Expansion Valve (K-216).....	50
<b>Tabel IV.41</b> Neraca Energi pada DMC Distillation Column (D-210).....	51
<b>Tabel IV.42</b> Neraca Energi pada CO <sub>2</sub> 1 <sup>st</sup> Recycle Compressor (G-216).....	52
<b>Tabel IV.43</b> Neraca Energi pada E-211A Expansion Valve (K-223A).....	53
<b>Tabel IV.44</b> Neraca Energi pada D-220 1 <sup>st</sup> Pre-Heater (E-221A).....	53
<b>Tabel IV.45</b> Neraca Energi pada E-211B Expansion Valve (K-223B).....	54
<b>Tabel IV.46</b> Neraca Energi pada D-220 2 <sup>nd</sup> Pre-Heater (E-221B).....	54
<b>Tabel IV.47</b> Neraca Energi pada 2-Picolineamide Distillation Column (D-220).....	55
<b>Tabel IV.48</b> Neraca Energi pada D-220 Top Product Compressor (G-225).....	56
<b>Tabel IV.49</b> Neraca Energi pada D-230 <i>Feed Compressor</i> (G-232).....	57
<b>Tabel IV.50</b> Neraca Energi pada D-230 Feed Cooler (E-239).....	58
<b>Tabel IV.51</b> Neraca Energi pada CO <sub>2</sub> 2 <sup>nd</sup> Recycle Compressor (G-234).....	59
<b>Tabel IV.52</b> Neraca Energi pada Methanol Distillation Column (D-230).....	60
<b>Tabel IV.53</b> Neraca Energi pada Methanol Recycle 1 <sup>st</sup> Cooler (E-237).....	61

<b>Tabel IV.54</b> Neraca Energi pada E-311B Expansion Valve (K-238) .....	61
<b>Tabel IV.55</b> Neraca Energi pada DMC Product 1 <sup>st</sup> Cooler (E-311A).....	62
<b>Tabel IV.56</b> Neraca Energi pada DMC Product 2 <sup>nd</sup> Cooler (E-311B).....	63
<b>Tabel IV.57</b> Neraca Energi pada 2-Picolineamide Product Cooler (E-322).....	63
<b>Tabel VI-1</b> Daftar Kebutuhan Karyawan .....	7
<b>Tabel VI-2</b> Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2 .....	8
<b>Tabel VI-3</b> Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik DMC .....	14

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar I.1</b> Emisi CO <sub>2</sub> Global Tahunan dari Penggunaan Bahan Bakar Fosil .....	2
<b>Gambar I.2</b> Proyeksi Kenaikan Emisi Gas CO <sub>2</sub> di Indoneisa Tahun 2010-2030.....	3
<b>Gambar I.3</b> Emisi CO <sub>2</sub> di Sektor Minyak dan Gas, ‘Business As Usual’ (MtCO <sub>2</sub> per tahun) .....	5
<b>Gambar I.4</b> Opsi Konversi CO <sub>2</sub> Menjadi Produk Berharga .....	6
<b>Gambar I.5</b> Pembobotan Produk Alternatif dari CO <sub>2</sub> Berdasarkan KPI.....	7
<b>Gambar II.1</b> Peta Refinery Unit PT. Pertamina sebagai target pasar Pabrik DMC .....	6
<b>Gambar II.2</b> (A) Lokasi Pabrik DMC; (B) Lokasi Process Train PT Badak NGL; (C) Lokasi Pesisir; (D) Lokasi Loading Dock 3.9	
<b>Gambar II.3</b> Estimasi Konsumsi DMC Secara Global .....	12
<b>Gambar III.1</b> Blok Diagram Sederhana Proses Produksi DMC dengan Metode Direct Synthesis CO <sub>2</sub> .....	III-1
<b>Gambar III.2</b> Blok Diagram Sederhana Proses Produksi DMC .....	III-13
<b>Gambar VI.1</b> Struktur Organisasi .....	VI-2
<b>Gambar VI.2</b> Grafik BEP Pabrik DMC dari Gas Buang CO <sub>2</sub> .	VI-13

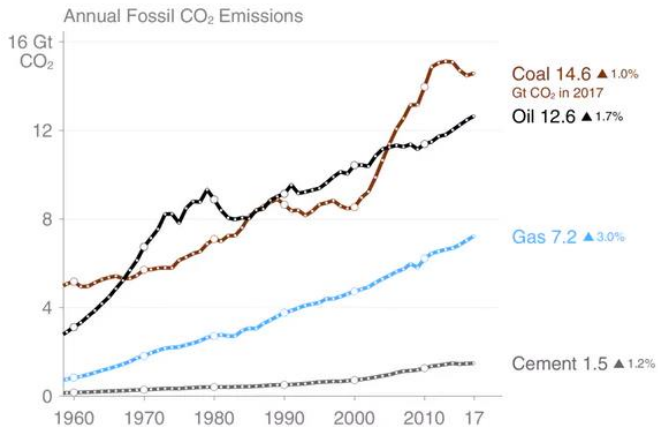
*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### I.1 Latar Belakang

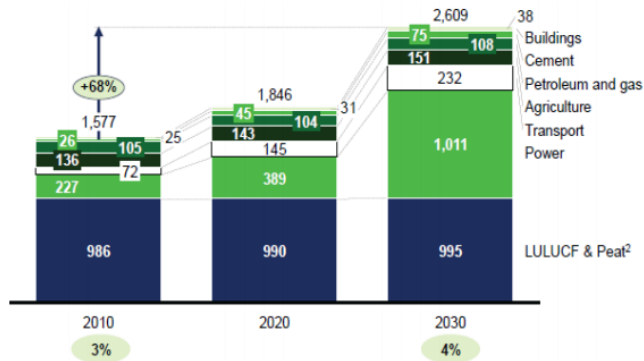
Gas Rumah Kaca (GRK) merupakan gas-gas yang terdapat di atmosfer yang menyebabkan efek rumah kaca. GRK terdiri dari karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ), metana ( $\text{CH}_4$ ), dinitrogen oksida ( $\text{N}_2\text{O}$ ), *haloflourocarbon* (HFC), *perflourocarbon* (PFC), *hexafluoride* ( $\text{SF}_6$ ), *chlorofluorocarbon*, dan uap air ( $\text{H}_2\text{O}$ ). Gas karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ) merupakan salah satu komponen GRK yang dominan diantara GRK lainnya. Konsentrasinya  $\text{CO}_2$  di atmosfer telah meningkat sejak dimulainya revolusi industri karena pertumbuhan pesat manusia. Banyak bukti ilmiah yang menunjukkan bahwa meningkatnya  $\text{CO}_2$  di atmosfer adalah penyebab utama peningkatan suhu global dan perubahan iklim. Sumber emisi  $\text{CO}_2$  yang paling utama adalah kegiatan manusia, yaitu penggunaan energi bahan bakar fosil dan kegiatan industri. Emisi gas  $\text{CO}_2$  dari penggunaan bahan bakar fosil dan industri meningkat lebih dari 2% (berkisar antara 1,8% hingga 3,7%) di tahun 2018 yang menyebabkan rekor global tertinggi gas emisi  $\text{CO}_2$  sebesar 37,1 milyar ton seperti yang terlihat pada Gambar I.1 (*The Conversation*, 2018).



**Gambar 0.1** Emisi CO<sub>2</sub> Global Tahunan dari Penggunaan Bahan Bakar Fosil

(Sumber: *Global Carbon Project Data* :CDIAC/UNFCCC/BP/USGS, 2017)

Pada tahun 2010, Indonesia menghasilkan emisi CO<sub>2</sub> sebesar 1,6 miliar ton, hal ini menyebabkan Indonesia menempati peringkat keenam sebagai penghasil GRK terbesar di dunia (berdasarkan laporan *World Resource Institute* 2014). Total emisi GRK diproyeksikan akan meningkat menjadi 2,6 miliar ton CO<sub>2</sub> per tahun 2030. Dengan demikian Indonesia menyumbang 3-4% dari total GRK global. Total emisi GRK yang dianalisa saat ini mayoritas merupakan emisi dari delapan sektor, yaitu: penggunaan tanah, perubahan penggunaan tanah dan hutan (LULUCF), lahan gambut, pertanian, pembangkit listrik, transportasi, industri minyak dan gas, serta industri semen dan bangunan.



**Gambar 0.2** Proyeksi Kenaikan Emisi Gas CO<sub>2</sub> di Indonesia Tahun 2010-2030

(Sumber: *Indonesia's Greenhouse Gas Abatement Cost Curve*, 2014)

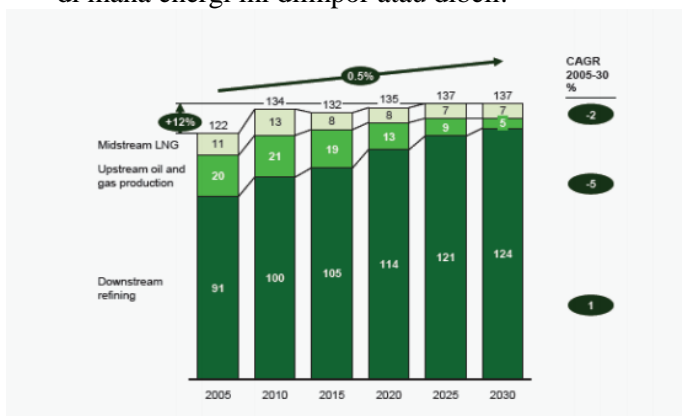
Emisi GRK dari industri minyak dan gas berasal dari semua kegiatan yang langsung berhubungan dengan proses pengolahan (produksi bahan bakar dan non bahan bakar minyak, pemurnian dan pencairan gas alam), pengangkutan, serta pemasaran minyak mentah dan gas alam serta produk kilang minyak terkait. Emisi GRK di industri minyak dan gas bumi biasanya secara umum terjadi dari salah satu kelompok sumber, yaitu sumber pembakaran, emisi proses dan sumber pembuangan gas (*waste gas*), sumber emisi *fugitive*, serta sumber emisi tidak langsung (PT Pranata Energi Nusantara, 2015). Berikut penjabaran dari sumber – sumber emisi CO<sub>2</sub> pada industri pengolahan minyak dan gas bumi:

- Sumber Pembakaran

Pembakaran bahan bakar yang mengandung karbon dalam peralatan stasioner seperti mesin, tanur (*burner*), pemanas, ketel uap (*boiler*), suar api (*flare*), dan insinerator menghasilkan CO<sub>2</sub> akibat oksidasi karbon. Emisi yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar dalam peralatan transportasi (misalnya, kapal, tongkang, gerbong, dan truk) termasuk yang diperhitungkan ke dalam inventori juga dikategorikan sebagai sumber pembakaran.

- Emisi Proses dan Sumber Pembuangan Gas (*Waste Gas*)  
Sumber pembuangan gas terjadi ketika adanya pelepasan gas yang dihasilkan dari operasi normal, kegiatan pemeliharaan dan turn around, dan kejadian darurat non-rutin lainnya. Termasuk berbagai sumber-sumber seperti tanki penyimpan minyak mentah, kondensat, dan tangki penyimpanan produk minyak dan gas; blanket bahan bakar gas dari tanki air produksi atau tangki penyimpanan bahan kimia; sumber-sumber loading/ballasting/transit, dan rak bongkar-muat; serta peralatan seperti pompa injeksi kimia dan perangkat pneumatik yang melepaskan GRK.
- Sumber Emisi *Fugitive*  
Emisi Fugitive adalah pelepasan gas yang tidak disengaja dari komponen perpipaan dan kebocoran peralatan di permukaan seal, serta dari kebocoran pipa bawah tanah. Emisi Fugitive biasanya kebocoran dengan volume yang rendah dari fluida proses (gas atau cair) dari permukaan seal, seperti packing dan gasket, hasil dari keausan sambungan mekanik, sekat atau segel (seal), dan permukaan yang dari waktu ke waktu berputar. Jenis sumber emisi *fugitive* spesifik meliputi berbagai komponen dan alat kelengkapan pipa seperti katup, flensa, seal pompa, seal kompresor, katup pelepas tekanan (PRVs), atau koneksi sampling. Emisi *fugitive* juga mencakup sumber penguapan non-point seperti dari kolam pengolahan air limbah, kolam pembuangan dan isolasi (*impoundments*).
- Sumber Emisi Tidak Langsung  
Emisi tidak langsung adalah emisi yang merupakan konsekuensi dari kegiatan perusahaan pelapor namun dihasilkan dari sumber-sumber yang dimiliki atau dikendalikan oleh pihak lain (IPIECA, 2003). Kategori ini meliputi emisi dari pembakaran bahan bakar hidrokarbon

untuk menghasilkan listrik, panas, uap, atau pendinginan, di mana energi ini diimpor atau dibeli.



**Gambar 0.3** Emisi CO<sub>2</sub> di Sektor Minyak dan Gas, ‘Business As Usual’ (MtCO<sub>2</sub> per tahun)

(Sumber: Indonesia’s Greenhouse Gas Abatement Cost Curve, 2010)

Emisi CO<sub>2</sub> dari sektor industri minyak dan gas sesuai dengan Gambar I-3 diperkirakan meningkat menjadi 12% dari 122 MtCO<sub>2</sub>e pada tahun 2005 menjadi 137 MtCO<sub>2</sub>e pada tahun 2030 (DNPI, 2010). Semakin meningkatnya emisi CO<sub>2</sub> menyebabkan kekhawatiran masyarakat dunia sehingga mendorong lahirnya *Kyoto Protocol* pada tahun 1998. Negara-negara yang meratifikasi protokol ini berkomitmen untuk mengurangi emisi atau pengeluaran CO<sub>2</sub> dan lima GRK lainnya. Kesadaran dunia yang semakin besar terhadap ancaman emis GRK kemudian melahirkan *Paris Agreement* berisi kesepakatan-kesepakatan dari negara anggota, yang pada intinya menyetujui ambang suhu berada di bawah 2°C mengarah dengan cepat kearah 1,5°C. Presiden Joko Widodo menyampaikan komitmen Indonesia pada COP-21 di Paris untuk menurunkan emisi GRK sebesar 29% di tahun 2030 dengan usaha sendiri atau 41% dengan bantuan internasional. Dari angka 29% tersebut, sektor limbah industri mendapatkan porsi penurunan emisi GRK sebesar 11 juta ton CO<sub>2</sub> (ESDM, 2016).

Upaya yang dapat dilakukan untuk menurunkan emisi GRK pada sektor limbah industri yaitu dengan pemanfaatan gas CO<sub>2</sub> sebagai bahan baku pembuatan produk baru yang lebih bernilai harganya. Beberapa contoh opsi konversi CO<sub>2</sub> menjadi produk yang bernilai terdapat pada Gambar I.4 berikut:

CO <sub>2</sub> -based compound	CO <sub>2</sub> -conversion process	Conventional production [87]
Calcium carbonate	Mineral carbonation	Extraction (mining)
Dimethyl carbonate	Organic synthesis	Oxidative carbonylation of methanol
Ethanol	Microbial process	Hydration of ethylene; Fermentation
Formic acid	Electrochemical reduction	Synthesis from methyl formate
Methane	Hydrogenation	Upgrade of raw natural gas
Methanol	Hydrogenation	Steam reforming of natural gas
Microalgae	Biological process	NA
Polycarbonates	Organic synthesis	Organic synthesis
Salicylic acid	Organic synthesis	Organic synthesis
Sodium carbonates	Mineral carbonation	Solvay Process; Use of the mineral trona (trisodium hydrogencarbonate dihydrate)
Syngas	Dry reforming	Steam reforming of natural gas
Urea	Organic synthesis	Organic synthesis

**Gambar 0.4** Opsi Konversi CO<sub>2</sub> Menjadi Produk Berharga

Pemilihan Produk yang akan dibuat dengan memanfaatkan gas CO<sub>2</sub> berdasarkan *Key Performance Indicator* (KPI) yang terdiri dari; *Engineering Performance, Economic Performance, Environmental, Health, and Safety Performance*. Berdasarkan analisis kualitatif dari *Remi Chauvy*, dkk dari *University of Mons* Belgia, produk alternatif dari CO<sub>2</sub> yang nilai KPInya tinggi adalah *Methanol, Dimethyl Carbonate, Methane, Calcium Carbonate, Microalgae*, dan *Polycarbonat*. Hasil KPI terbaik dimiliki oleh *Methanol, Dimethyl Carbonate dan Methane* sehingga pemanfaatan CO<sub>2</sub> sebagai bahan baku produk – produk tersebut dapat diimplementasikan di masa depan.



Alternative priority rankings. Weight vector:  $w_1^{crit}$ ,  $w_2^{crit}$ ,  $w_3^{crit}$  [0.20; 0.31; 0.49] (Ref. case).

	$w_1^{crit}$			$w_2^{crit}$			$w_3^{crit}$			
	Ref. case	+5%	-50%	+5%	-5%	+50%	-50%	-5%	+50%	-50%
Methanol	1	1	1	1	1	1	1	1	1	2
Dimethyl carbonate	2	2	2	2	2	2	2	4	2	5
Methane	3	3	4	3	3	3	4	3	3	3
Calcium carbonate	4	5	5	4	4	5	5	5	4	4
Microalgae	5	4	3	6	5	4	7	2	5	2
Polycarbonates	6	6	6	5	6	6	3	7	6	6
Sodium carbonate	7	7	7	7	7	7	9	6	7	7
Ethanol	8	9	11	8	9	8	10	8	9	8
Urea	9	8	10	9	8	9	6	11	8	11
Syngas	10	10	9	10	10	10	11	9	10	9
Formic acid	11	11	8	12	12	11	12	10	12	10
Salicylic acid	12	12	12	11	11	12	8	12	11	12

**Gambar 0.5** Pembobotan Produk Alternatif dari CO<sub>2</sub> Berdasarkan KPI

Dengan melihat tingginya permintaan pasar terhadap zat aditif, maka pada pra-rancang pabrik ini akan berfokus kepada pemanfaatan CO<sub>2</sub> sebagai bahan baku pembuatan DMC. Zat aditif atau sering disebut sebagai *fuel* vitamin digunakan untuk memberikan peningkatan sifat dasar tertentu yang telah dimiliki oleh bahan bakar. Manfaat dari penambahan zat aditif untuk meningkatkan performa mesin mulai dari durabilitas, akselerasi sampai *power* mesin. Zat aditif juga berfungsi untuk membersihkan karburator/*injector* pada saluran bahan bakar, menambah tenaga mesin, mencegah korosi, mengurangi karbon atau endapan senyawa organik pada ruang bakar, menghemat bahan bakar dan mengurangi emisi gas. Ada tiga aditif yang dikenal yakni aditif organometallic (*Tetra Ethyl Lead*, *Methylcyclopentadienyl Manganese Tricarbonyl*, dll), oksigenant (*Methyl Tertiary Butyl Ether*, *Tert-Amyl Methyl Ether*, dll), dan komponen blending *High Octane Mogas Component* (HOMC). Namun pada penggunaannya, zat aditif tersebut memiliki dampak negatif pada lingkungan. Zat aditif yang berbahan dasar logam (*organometallic*) tidak diperbolehkan digunakan karena dapat membentuk abu (*ash forming material*) yang dapat mengganggu kesehatan dan merusak mesin. Selain itu, zat aditif *Methyl Tertiary Butyl Ether* (MTBE) juga dilarang penggunaannya karena dapat mencemari air tanah dan pada konsentrasi tinggi bersifat karsinogenik (ESDM, 2013). Berdasarkan hal tersebut, maka

diperlukan alternatif lain dengan menggunakan zat aditif yang lebih ramah lingkungan.

DMC merupakan bahan alternatif yang baik digunakan untuk menggantikan MTBE sebagai bahan oksigenasi bahan bakar karena DMC memiliki toksisitas yang rendah dan biodegradabilitas yang cepat. DMC memiliki kandungan oksigen yang tinggi dan lebih banyak tiga kali lipat dibandingkan MTBE. DMC sebagai senyawa oksigenat lebih efektif dibandingkan MTBE karena pada persen massa oksigen yang sama pada bahan bakar, DMC dapat mengurangi emisi hidrokarbon, formaldehid dan karbon monoksida (CO) yang dihasilkan.

Sejarah pembuatan DMC didasarkan pada metanolisis fosgen. Namun, fosgen memiliki sifat yang toksik dan korosif. Sejak Tahun 1980-an, DMC tidak lagi diproduksi dari fosgen. Pada saat ini, proses pembuatan DMC telah diproduksi dalam skala industri. UBE dan Enichem (Itali) telah mengembangkan sintesa karbonilasi metanol dengan oksigen. Namun, walaupun sudah bebas fosgen tetapi masih beracun, korosif dan eksplosif. Untuk mengatasi masalah tersebut, banyak dilakukan penelitian sintesa DMC dengan CO<sub>2</sub> sebagai bahan baku. Upaya tersebut juga dilakukan untuk memanfaatkan emisi CO<sub>2</sub> yang semakin meningkat sehingga produksi DMC lebih ekonomis dan efisien.

Dengan mempertimbangkan peningkatan konsentrasi emisi CO<sub>2</sub> di Indonesia yang dapat menyebabkan terjadinya pemanasan global, maka dilakukan pemanfaatan gas CO<sub>2</sub> dalam skala industri untuk menghasilkan produk yang bernilai. Salah satu produk yang dapat dihasilkan yaitu DMC. DMC memiliki prospek pasar yang besar baik dalam industri nasional maupun internasional. Oleh karena itu, dilakukan perancangan pabrik DMC.

## **I.2 Aspek Pemasaran**

Secara fisik DMC memiliki warna yang pucat dan tidak berbau. DMC bersifat mudah terbakar, reaktif terhadap bahan kimia yang lain, namun memiliki sifat kelarutan yang baik dan kadar toksisitas yang rendah. sehingga bahan kimia ini termasuk

kategori “*green chemical*”. Dengan sifat-sifat fisik dan kimiawi tersebut DMC banyak digunakan untuk aplikasi industri berikut:

1. Produksi Polikarbonat

DMC merupakan zat antara yang dapat digunakan untuk produksi polikarbonat aromatik. Total kapasitas di seluruh dunia sekitar 170 kilo ton per tahun polikarbonat aromatik dengan bahan baku DMC. Proses produksi polikarbonat aromatic dengan bahan baku DMC dilakukan melalui produksi difenilkarbonat (DPC) sebagai produk antara dan silumerisasi secara berturut-turut antara DPC dan Bisphenol A berdasarkan pada polimerisasi antarmuka dengan fosgen.

2. Produksi Karbamat dan Isosianat

DMC dapat digunakan sebagai bahan baku produksi karbamat dengan cara mereaksikan DMC dan amina primer atau sekunder dengan katalis yang cocok. Produk karbamat dari DMC mewakili langkah pertama dari proses non-fosgen ke isosianat yang melibatkan termolisis fase cair atau gas dari karbamat. Hal ini merupakan potensial yang luar biasa bagi kepentingan industri dan sedang diupayakan oleh beberapa perusahaan.

3. Reagen untuk Metilasi

DMC adalah reagen yang serbaguna untuk memetilasi senyawa anilin, fenol dan asam-asam karboksilat dengan memakai *autoclave* dalam memenuhi kondisi operasinya. DMC digunakan sebagai pengganti yang baik untuk dimethylsulphate atau methylhalides yang bersifat toksik dan korosif. DMC lebih baik dibandingkan agen metilasi lainnya dalam selektivitas terhadap turunan mono-metilasi.

4. *Solvent*

DMC merupakan pelarut alternatif yang dapat digunakan untuk menggantikan ester asetat dan keton disebagian besar aplikasi dari cat hingga perekat. Hal ini karena DMC merupakan ester yang paling unggul dari

turunan karbonik ester lainnya dan memiliki daya solvabilitas yang baik. DMC sebagai komponen elektrolit non-air telah meningkat penggunaannya di bidang baterai isi ulang lithium. Contoh selanjutnya dari penggunaan dari DMC adalah sebagai *blowing agent* dalam busa poliuretan setelah pelarangan penggunaan CFC.

#### 5. Aditif Bahan Bakar

Dalam beberapa tahun terakhir, DMC telah dipertimbangkan sebagai oksigenat untuk mengurangi emisi kendaraan yang terkait terhadap resiko lingkungan dan kesehatan. Hal ini karena DMC memiliki kandungan oksigen yang tinggi sebesar 53,3% berat sehingga baik untuk meningkatkan nilai oktana/setana serta mengurangi polusi yang dihasilkan dalam hasil pembakaran.

Melihat penggunaan yang sangat bervariasi dalam berbagai sektor industri dan tingginya permintaan terhadap DMC, diperkirakan pertumbuhan pasar DMC global akan meningkat secara signifikan.

## BAB II BASIS DESAIN DATA

### II.1 Kapasitas

Penentuan kapasitas pabrik DMC yang rencanya akan mulai dibangun pada 2021 mendatang utamanya berdasarkan potensi pasar Bahan Bakar Minyak (BBM) di Indonesia. Karena menurut penelitian yang ada, performa bahan bakar campuran pertamax dengan *oxygenate* berupa DMC sebanyak 10%vol memberikan performa pembakaran terbaik (Anugraha, 2019). Potensi pasar dapat dianalisa melalui *supply – demand* BBM RON 88, RON 90, RON 92, RON 95 di Indonesia dalam kurun lima tahun dengan data yang disediakan oleh Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) dari tahun 2013 hingga 2017.

**Tabel 0-1** *Supply-Demand* Bahan Bakar Minyak

Tahun	Konsumsi (kL)	Produksi (kL)	Ekspor (kL)	Impor (kL)
<b>2017</b>	33.547.949	14.686.966	636,95	17.672.000
<b>2016</b>	32.632.023	15.009.148	1.430,89	15.690.000
<b>2015</b>	31.527.695	12.944.343	2.337,11	18.226.000
<b>2014</b>	30.924.810	11.985.200	25.278,98	19.512.000
<b>2013</b>	30.510.895	11.432.444	15.485,36	18.668.000

(Sumber: Kementerian ESDM, 2018)

Untuk memprediksikan *supply – demand* BBM pada tahun 2021, maka diperlukan perhitungan dengan persamaan *discounted* dibawah ini:

$$D_{2021} = D_{2017} \times (1 + i)^n$$

Dimana :

- D = Data pada tahun tertentu
- n = Selisih tahun (2021 – 2017 = 4)
- i = Laju pertumbuhan

(Sumber: Peters & Timmerhaus, 1991)

**Tabel 0-2** Laju Pertumbuhan *Supply-Demand* BBM

<b>Tahun</b>	<b>Konsumsi</b>	<b>Produksi</b>	<b>Ekspor</b>	<b>Impor</b>
<b>2013-2014</b>	0,014	0,048	0,632	0,045
<b>2014-2015</b>	0,019	0,080	-0,908	-0,066
<b>2015-2016</b>	0,035	0,160	-0,388	-0,139
<b>2016-2017</b>	0,028	-0,021	-0,556	0,126
<b>Rata-rata</b>	0,024	0,067	-0,305	-0,008

Dengan persamaan *discounted* didapatkan prediksi *supply-demand* pada 2021 sebagai berikut:

**Tabel 0-3** Prediksi *Supply-Demand* BBM pada tahun 2021

<b>Konsumsi (kL)</b>	36.892.011,4
<b>Produksi (kL)</b>	19.008.540,9
<b>Ekspor (kL)</b>	148,71
<b>Impor (kL)</b>	17.087.099,57

Maka, kapasitas produksi nasional DMC dengan basis penggunaan 10% vol yang dibutuhkan sebagai komponen *oxygenate* BBM adalah:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= 10\% \times ((\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \\ &\quad \text{Produksi})) \\ &= 10\% \times ((36.892.011,4 + 148,71) \\ &\quad - (19.008.540,9 + 17.087.099,57)) \\ &= 79.651,97 \text{ kL/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik DMC yang akan dibangun di Kota Bontang akan memenuhi 50% dari kapasitas produksi nasional dengan mempertimbangkan tersebarnya sumber emisi gas CO<sub>2</sub> dari

berbagai sektor industri di seluruh nusantara. Sehingga kapasitas produksi pabrik DMC di Kota Bontang adalah:

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Produksi} &= 50\% \times 79.651,97 \text{ kL/tahun} \\ &= 39.825 \text{ kL/tahun}\end{aligned}$$

## II.2 Lokasi Pabrik

**Tabel 0-4** Pembobotan Lokasi Pabrik DMC

Parameter	Indikator	Bobot	Nilai		Nilai x Bobot	
			Bontang	Dumai	Bontang	Dumai
<b>Bahan Baku</b>	Jumlah Bahan Baku CO <sub>2</sub> yang tersedia	0,214	90	90	19,26	19,26
	Jumlah Bahan Baku Metanol yang tersedia	0,160	90	0	14,40	0,00
	Jarak CO <sub>2</sub> Pabrik dengan Sumber	0,131	90	90	11,79	11,79
	Jarak Metanol Pabrik dengan Sumber	0,111	90	40	9,99	4,44
<b>Pasar</b>	Jarak Pabrik dengan Pasar	0,036	80	90	2,88	3,24
<b>Utilitas</b>	Ketersediaan Pasokan Listrik	0,094	70	80	6,58	7,52
	Ketersediaan Pasokan Air	0,094	70	90	6,58	8,46
<b>Akses dan Fasilitas</b>	Jarak Pabrik dengan Pelabuhan	0,051	90	90	4,59	4,59
	Jarak Pabrik dengan Bandara	0,022	90	90	1,98	1,98
<b>Geografis</b>	Potensi Bencana	0,049	50	50	2,45	2,45
<b>SDM</b>	Ketersediaan Tenaga Kerja	0,038	70	80	2,66	3,04
<b>Total</b>		<b>1.000</b>			<b>83,16</b>	<b>66,77</b>



Pemilihan lokasi pabrik menggunakan metode pembobotan dengan program *Expert Choice* untuk memberikan penilaian terhadap parameter pada tabel II.4 antara kota Bontang dan Dumai. Berdasarkan dari hasil pembobotan pemilihan lokasi Pabrik DMC, maka Kota Bontang, Kalimantan Timur dipilih sebagai lokasi pabrik DMC yang akan didirikan tahun 2021 mendatang. Pemilihan ini berdasarkan pertimbangan beberapa faktor yaitu:

### II.2.1 Ketersediaan dan Jarak Sumber Bahan Baku dari Pabrik

**Tabel 0-5** Perbandingan Jumlah CO<sub>2</sub> dan Metanol yang Tersedia

Parameter	Bontang (Outlet CO <sub>2</sub> Vent Stack Train C, E, F PT Badak NGL)	Dumai (Outlet 701 – 702 PT Pertamina RU II)
CO <sub>2</sub> release, ton/tahun	1.330.626	223.000
Produksi Metanol, ton/tahun	660.000	0

Pemilihan kota Bontang sebagai lokasi pembangunan pabrik DMC ini didasarkan hasil perhitungan emisi GRK PT Badak NGL yang melaporkan bahwa beban emisi CO<sub>2</sub> PT. Badak NGL dengan 3 train yang beroperasi sebanyak 168 ton/jam atau setara dengan 1.330.626 ton/tahun. Kota Bontang juga dipilih sebagai lokasi pabrik DMC karena terdapatnya sumber bahan baku metanol yang diproduksi oleh PT. Kaltim Metanol Industri (PT. KMI) yang berkapasitas produksi 660.000 ton/tahun. Lokasi pabrik dipilih sedekat mungkin dengan sumber bahan baku primer untuk menjamin ketersediaan dan efisiensi biaya pengiriman bahan baku ke pabrik DMC .

### II.2.2 Lokasi Pemasaran

Lokasi pemasaran yang akan dijangkau akan berpengaruh pada biaya distribusi produk. Rencananya produk DMC utamanya akan dijual ke PT. Pertamina *Refinery Unit V* Balikpapan sebagai *octane booster*.



**Gambar 0.1** Peta *Refinery Unit* PT. Pertamina sebagai target pasar Pabrik DMC  
(Sumber: PT Pertamina [Persero], 2019)

### II.2.3 Sumber Air dan Listrik

Air merupakan bahan baku utama utilitas dalam beroperasinya sebuah pabrik. Lokasi pembangunan pabrik berjarak sekitar 4 km dari pesisir sehingga fasilitas untuk *cooling water* yang berupa air laut sudah mencukupi. Sedangkan untuk memenuhi kebutuhan air tawar dapat menggunakan sumber daya air tanah karena ketersediaan air tanah dikota Bontang dinyatakan cukup dengan range 80 – 100% (BMKG, 2019).

**Tabel 0-6** Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN Menurut Jenis Pembangkit (MW)

Prov.	PLTU B	PLTG	PLTGU	PLTM G	PLTD	PLTGB* / PLTMH**	Jumlah
-------	-----------	------	-------	-----------	------	---------------------	--------

Riau	220	160,8	-	187	93,01	114*	774,81
Kaltim	220	146	60	13,94	230,46	0,43**	670,83

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2018)

## II.2.4 Fasilitas Transportasi

Aksesabilitas dan fasilitas transportasi tersebut melingkupi jalan, bandara, dan pelabuhan. Berikut adalah tabel perbandingan aksesabilitas dan fasilitas transportasi berdasarkan data statistik 2017 dari Kementerian Pekerjaan Umum dan Perumahan Rakyat Sekretariat Jenderal Pusat Data dan Teknologi Informasi (Pusdatin).

**Tabel 0-7** Perbandingan Aksesabilitas dan Fasilitas Transportasi

Provinsi	Panjang	Jumlah Bandara	Jumlah pelabuhan
	Jalan (km)		
Riau	1.336,61	7 Bandara	6 Pelabuhan
Kalimantan Timur	1.710,90	20 Bandara	3 Pelabuhan

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2018)

Dalam penyediaan bahan baku dari PT Badak NGL akan didistribusikan ke *process plant* pabrik DMC melalui jalur perpipaan, sedangkan untuk pendistribusian produk ke PT Pertamina RU V akan melalui jalur darat dengan truk tangki yang akan menempuh jarak 240 km. Selain itu, lokasi pabrik juga berdekatan dengan pelabuhan PT Badak NGL dengan memanfaatkan fasilitas *loading dock 3* milik PT Badak NGL yang sudah tidak digunakan untuk pendistribusian DMC via kapal laut keluar pulau dan negeri.

## II.2.5 Potensi Bencana

Potensi bencana merupakan salah satu faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik untuk

meminimalisir kerusakan peralatan akibat bencana alam. Kota Bontang dipilih karena potensi bencana alamnya yang kecil. Kota Bontang memiliki potensi bencana berupa banjir, kebakaran hutan, dan angin puting beliung. Kota Bontang juga dipilih karena tidak memiliki potensi gempa bumi.

## II.2.6 Ketersediaan Sumber Daya Manusia

Ketersediaan sumber daya manusia menjadi faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik untuk mendukung program pemerintah dalam mengurangi jumlah tuna karya dan pemberdayaan putra dan putri daerah. Pengambilan tenaga kerja disekitar lokasi pabrik juga akan mempermudah mobilitas pekerja. Berikut data penduduk Provinsi Kalimantan Timur pada bulan Agustus 2018.

**Tabel 0-8** Perbandingan Data Statistik Penduduk

		<b>Riau</b>	<b>Kaltim</b>
<b>Angkatan Kerja</b>	Bekerja	2.915.597	1.618.285
	Pengangguran	192.801	114.313
	Jumlah AK	3.108.398	1.732.598
	%Bekerja/AK	93,80	93,40
<b>Bukan Angkatan Kerja</b>	Sekolah	430.110	238.947
	Kursus	1.076.566	593.532
	Lainnya	150.362	100.841
Jumlah BAK		1.657.038	933.311
<b>Jumlah Penduduk Usia 15 Tahun Keatas</b>		4.765.436	2.665.909
<b>Presentase Angkatan Kerja terhadap Penduduk Usia Kerja (TPAK)</b>		65,23	64,99

(Sumber: Badan Pusat Statistik,2018)



**Gambar 0.2** (A) Lokasi Pabrik DMC; (B) Lokasi *Process Train* PT Badak NGL; (C) Lokasi Pesisir; (D) Lokasi *Loading Dock 3*

## II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

### II.3.1 Sumber Bahan Baku Primer

#### 1. Bahan Baku CO<sub>2</sub>

Bahan baku CO<sub>2</sub> yang digunakan berasal gas buang PT Badak Natural Gas Liquefaction (NGL). PT Badak NGL merupakan perusahaan pengolah gas alam menjadi LNG yang terletak di kota Bontang, Kalimantan Timur. Emisi gas buang yang digunakan merupakan gas yang dihasilkan dari proses plant 1 (Acid Gas Removal Unit) yang dikeluarkan melalui cerobong asap (vent stack). Tabel II.2 merupakan spesifikasi *feed* CO<sub>2</sub> dari PT Badak NGL.

**Tabel 0-9** Spesifikasi *feed* gas CO<sub>2</sub>

Spesifikasi	Train C	Train E	Train F
Suhu (°C)	46,15	46.15	46,15
Tekanan (kg/cm <sup>2</sup> g)	1,79	1.80	1,80
Flowrate (kg/jam)	78.519,6	58.446,6	58.446,6

<b>Flowrate (kmol/jam)</b>	1.323,13	1.378,41	1.378,41
<b>Flowrate (Nm<sup>3</sup>/jam)</b>	29.368,2	30.876,6	30.876,6
<b>Komposisi (%mol)</b>			
Nitrogen	0.000	0.000	0.000
Methane	0.303	0.285	0.285
Ethane	0.031	0.027	0.027
Propane	0.018	0.016	0.016
N-Butane	0.005	0.004	0.004
I-Butane	0.004	0.003	0.003
Pentane	0.003	0.003	0.003
C6+	0.003	0.003	0.003
Water	6.641	5.782	5.782
CO <sub>2</sub>	92.992	93.876	93.876

(Sumber: PT Badak NGL, 2011)

## 2. Sumber Bahan Baku Metanol

Metanol merupakan bahan baku penunjang utama untuk proses produksi DMC. Metanol yang akan digunakan berasal dari PT. Kaltim Metanol Industri (KMI) yang terletak di kawasan industri Kaltim Industrail Estate, Bontang, Kalimantan Timur.

Metanol yang diproduksi oleh PT. KMI merupakan metanol grade AA yang mempunyai kemurnian diatas 99.85%. Kapasitas produksi metanol PT. KMI sebesar 660.000 ton/tahun. Tabel II.6 merupakan spesifikasi produk metanol dari PT. KMI.

**Tabel 0-10** Spesifikasi Produk Metanol dari PT. KMI

<b>Nama Produk</b>	<b>Metanol</b>
Grade	AA
Formula	CH <sub>3</sub> OH
Sinonim	MeOH
CAS No.	67-56-1

EIENECS No.	200-659-6
Molar Mass	32,04 gr/gmol
Purity, %wt on dry basis	Min 99.85
Specific Gravity, 20/20 °C	0.792 – 0.793
Kandungan Air	Max 0.1

(Sumber: PT KMI, 2019)

### II.3.2 Sumber Bahan Baku Pendukung

#### 1. Katalis *Cerium Oxide*

**Tabel 0-11** Karakteristik Katalis *Cerium Oxide*

Karakteristik	Keterangan
Bentuk	Kristal
Rumus Molekul	CeO <sub>2</sub>
Berat Molekul	175,91 g/mol

#### 2. *Water Trap Agent 2-Cyanopyridine*

**Tabel 0-12** Karakteristik *Water Trap Agent 2-Cyanopyridine*

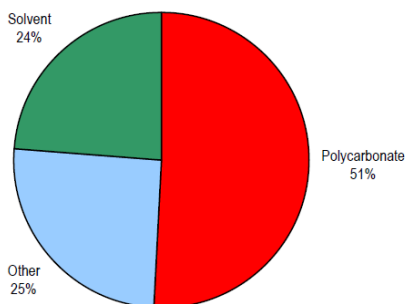
Karakteristik	Keterangan
Bentuk	Cairan
Rumus Molekul	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> N <sub>2</sub>
Berat Molekul	104,11 g/mol
Densitas fasa gas (25 °C, 1 atm)	1,081 kg/m <sup>3</sup> 29 °C
Titik Leleh	224,5 °C
Titik Didih	

### II.3.3 Kualitas Produk DMC

*Dimethyl carbonate* atau DMC merupakan bahan kimia serbaguna yang disebut sebagai “*green chemical*” karena sifatnya yang tidak beracun, tidak mengiritasi kulit dan dapat terurai (*biodegradable*). Namun, DMC memiliki sifat yang mudah

terbakar (*flammable*). Grade DMC yang diperlukan berbeda-beda tergantung pada pemakaian dan aplikasinya. DMC pada grade industri harus mempunyai persentase berat sebesar (>99.0%), untuk grade *pharmaceutical* (>99.5%) dan untuk grade baterai sebesar (>99.9%). Gambar II.3 merupakan estimasi pemakaian produksi DMC dalam market global berdasarkan data dari Nexant's ChemSystems Process Evaluation Planning (PERP) pada 2012.

Global Dimethyl Carbonate Consumption by End-Use



**Gambar 0.3** Estimasi Konsumsi DMC Secara Global  
(Sumber: Nexant's ChemSystems PERP, 2012)

Pada Gambar II.1 terdapat bagian yang menunjukkan DMC sebagai *solvent* yang didalamnya sudah termasuk penggunaan DMC sebagai elektrolit dalam baterai lithium ion. Pada bagian *other* yang berprosentase 25% menunjukkan bahwa DMC tidak hanya berfungsi sebagai senyawa yang digunakan untuk sintesa *polycarbonate* dan sebagai pelarut (*solvent*), Pada bagian *other* menunjukkan bahwa DMC dapat berfungsi selain sebagai sebagai contohnya DMC dapat digunakan sebagai zat aditif pada bahan bakar.

Spesifikasi produk yang akan dihasilkan dari pabrik DMC ini disesuaikan dengan standar spesifikasi produk DMC yang dibutuhkan oleh industri yaitu dengan tingkat kemurnian diatas 99% berat. Sedangkan properti dan sifat dan DMC yang ditargetkan dapat dilihat pada Tabel II-13.



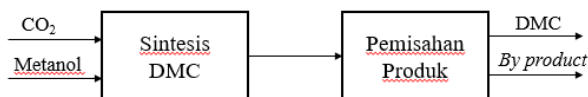
**Tabel 0-13** Target Kualitas Produk DMC

<b>Karakteristik</b>	<b>Keterangan</b>
Kemurnian (%)	>99,5%
Kandungan Air (ppm)	<200
<i>Molar Mass</i> (g/gmol)	90,078
Titik Didih (°C)	90,5
Titik Leleh (°C)	0,5
<i>Flash Point</i> (°C)	18
Massa jenis (g/cm <sup>3</sup> )	1,0636
Viscosity (mPas at 20 °C)	0,064

## BAB III SELEKSI PROSES DAN URAIAN PROSES

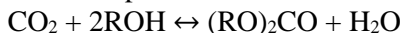
### III.1 Seleksi Proses

Proses pembuatan *dimethyl carbonate* dapat diklasifikasikan ke dalam dua metode utama, yaitu metode konvensional dan metode berbasis CO<sub>2</sub>. Metode konvensional dibagi menjadi dua metode, yakni metode rute fosgen dan rute non-fosgen. Metode berbasis CO<sub>2</sub> meliputi sintesis langsung dengan metanol dan terintegrasi proses yang melibatkan zat antara seperti urea, propilena karbonat dan etilena karbonat. Pada perancangan pabrik ini karena bahan baku yang digunakan merupakan pemanfaatan emisi CO<sub>2</sub>, maka metode yang digunakan untuk produksi DMC adalah metode berbasis CO<sub>2</sub> sintesis langsung (*Direct Synthesis CO<sub>2</sub>*). Gambar III.1 merupakan blok diagram sederhana proses produksi DMC dengan metode *direct synthesis CO<sub>2</sub>*.



**Gambar III.1** Blok Diagram Sederhana Proses Produksi DMC dengan Metode Direct Synthesis CO<sub>2</sub>

*Direct synthesis CO<sub>2</sub>* dan metanol adalah pendekatan yang menarik terhadap konversi gas rumah kaca oleh reaksi antara CO<sub>2</sub> dan metanol yang pertama kali diusulkan pada 1980-an. Reaksi yang terjadi adalah sesuai persamaan berikut:



Metode ini telah mendapat perhatian lebih karena memiliki banyak keuntungan, seperti mendaur ulang karbon, proses bebas fosgen, dan berkemungkinan menggantikan reaksi multistep dengan sintesis secara langsung. Selain itu, metode ini memiliki keunggulan lainnya yaitu kondisi operasi yang aman, murah,

proses yang sederhana, dan tidak ada senyawa perantara. Meskipun utilisasi dari CO<sub>2</sub> tidak berdampak secara langsung dalam mitigasi efek gas rumah kaca, namun pada nantinya proses ini diharapkan dapat menyeimbangkan global *carbon dioxide cycle*. Oleh karena itu, dilakukan pengembangan metodologi yang efektif untuk sintesis langsung karbonat organik dari CO<sub>2</sub> dan metanol.

Dalam metode ini, terdapat dua masalah penting yaitu aktivasi substrat (CO<sub>2</sub> dan metanol) yang menyebabkan yield DMC rendah dan keterbatasan kinetik atau termodinamika terkait. Berbagai katalis yang efektif untuk aktivasi substrat dan mengatasi kesetimbangan reaksi kimia telah dikembangkan. Katalis merupakan hal yang sangat penting dalam reaksi, begitu juga dengan proses ini, pemilihan katalis sangat berpengaruh dalam termodinamika reaksi dan kinetika reaksi yang merupakan parameter kunci dari *chemical fixation* dari CO<sub>2</sub> dalam mencapai proses yang diharapkan.

Reaksi pada metode *direct synthesis* ini adalah reaksi reversible yang berjalan dua arah dan membentuk kesetimbangan. Berdasarkan hal tersebut, kesetimbangan reaksi dapat berubah ke produk atau reaktan sesuai dengan kondisi operasi dan komposisi. Pada reaksi ini terdapat produk samping yaitu H<sub>2</sub>O, jika terdapat air berlebih dalam reaksi maka kesetimbangan reaksi akan bergeser ke kiri atau ke arah reaktan sehingga yield DMC akan menurun dan semakin kecil. Maka untuk meningkatkan konversi, equilibrium harus digeser menuju produk. Beberapa metode telah diusulkan untuk menghilangkan air dari reaksi sehingga dapat meningkatkan yield DMC.

Oleh karena itu, pada metode *direct synthesis* CO<sub>2</sub> dan metanol ini harus dilakukan pemilihan atau penyeleksian pada katalis dan *water removal* yang efektif untuk digunakan pada metode ini sehingga dapat menghasilkan yield DMC yang optimum. Selain itu, karena bahan baku yang digunakan memiliki fasa yang berbeda, yaitu CO<sub>2</sub> berupa gas dan metanol berupa cairan maka harus dilakukan penyeleksian pada reaktor yang akan digunakan sesuai dengan kondisi operasi proses produksi DMC

yang optimum. Pada proses pemisahan produk DMC dengan produk samping maka harus dilakukan penyeleksian metode atau proses pemisahan (*separation unit*) sehingga produk DMC yang dihasilkan memiliki kemurnian sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan pada pra desain pabrik ini.

### **III.1.1 Pemilihan Katalis**

Pada reaksi langsung CO<sub>2</sub> dan methanol dalam pembentukan DMC dapat digunakan katalis homogen maupun heterogen. Walaupun katalis homogen dan heterogen efektif digunakan dalam reaksi ini, katalis heterogen umumnya lebih disukai dalam proses pemisahan dan peningkatan kinetika reaksi. Beberapa macam katalis yang dapat digunakan pada *direct synthesis* ini, diantaranya adalah logam karbonat, senyawa organotin, oksida logam, dan bahan berbasis polimer.

#### **1. Logam karbonat**

Terdapat berbagai studi telah dilakukan mengenai hubungan antara garam logam alkali atau senyawa logam transisi dan aktivitas katalitik. Hasil studi menunjukkan bahwa aktivitas reaksi berbasis CO<sub>2</sub> dapat ditingkatkan dengan menambahkan sedikit garam alkali atau katalis logam transisi. Berdasarkan alasan tersebut, salah satu reaksi berbasis CO<sub>2</sub> yaitu sintesis langsung DMC menggunakan logam alkali karbonat sebagai katalis. Tabel III.1 menunjukkan daftar katalis logam karbonat yang digunakan untuk sintesis DMC langsung dengan masing-masing hasil.

**Tabel III-1** Daftar Katalis Logam Karbonat Yang Digunakan Untuk Sintesis Langsung DMC dengan Hasil Katalitik

Katalis	Promotor	T (°C)	P (MPa)	DMC Formation	Literatur
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	CH <sub>3</sub> I, DMP	140	20	12% yield	Hong et al., 2006
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	CH <sub>3</sub> I	70	8	4.04 mmol	Fang et al., 1996
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	CH <sub>3</sub> I	100	7.3	11.9 mmol	Hong et al., 2006
CH <sub>3</sub> OK	CH <sub>3</sub> I	80	7.3	16.02% yield	Cai et al., 2005

(Tamboli, Chaugule, & Hern, 2017)

## 2. Senyawa Organotin

Dalam produksi DMC dengan metode sintesis langsung, konsentrasi CO<sub>2</sub> dalam campuran reaksi sangat penting untuk kemajuan reaksi dan hasil produk. Sementara itu, reaksi konversi CO<sub>2</sub> berlangsung dengan laju tertentu sehingga katalis harus memiliki kekuatan yang lebih tinggi untuk menyerap CO<sub>2</sub> agar menghasilkan produk DMC. Dengan demikian, organotin muncul menjadi katalis yang efektif dalam mengkatalisasi reaksi berbasis CO<sub>2</sub> sehingga tingkat reaksi dan hasil produk yang dicapai lebih tinggi. *Dibutyltin dimethoxide* merupakan senyawa organotin yang digunakan sebagai katalis pada reaksi langsung CO<sub>2</sub> dan metanol dan menghasilkan selektivitas DMC yang tinggi. Namun, *dibutyltin dimethoxide* terurai dengan adanya air yang menjadi produk samping dari reaksi tersebut. Selanjutnya telah dilakukan penelitian pada aktivitas senyawa organotin lainnya yang ditunjukkan pada Tabel III.2 dengan hasilnya masing-masing.

**Tabel III-2** Daftar Katalis Organotin Yang Digunakan dalam Sintesis DMC Langsung dan Hasil Katalitiknya

<b>Katalis</b>	<b>Promotor</b>	<b>T °(C)</b>	<b>P (MPa)</b>	<b>DMC Terbentuk</b>	<b>Literatur</b>
Bu <sub>2</sub> Sn(Bu) <sub>2</sub>	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	200	6	160 % mol	Kizlink, J., 1993
Bu <sub>2</sub> Sn(Bu) <sub>2</sub>	DCC	150	2.5	317 % mol	Kizlink, J., 1994
Ti(OBu) <sub>4</sub>	NaBr, DCC	200	6	11.9 mmol	Kizlink, J., 1995
Bu <sub>2</sub> Sn(OMe) <sub>2</sub>	-	180	202,65	88 % yield	Jun Chul et al., 2002
Bu <sub>2</sub> SnO	[Ph <sub>2</sub> NH <sub>2</sub> ], OTf, DMP	180	30	40 % yield	Jun Chul et al., 2008
Bu <sub>2</sub> SnO	DMP	150	6	93 % yield	Jun Chul et al., 2008
Ti(OiPr) <sub>4</sub>	Decyl- 18- crown-6, DMP	180	30	41 % yield	Jun Chul et al., 2008

(Tamboli, Chaugule, & Hern, 2017)

### 3. Oksida Logam

Logam oksida menunjukkan kegunaan yang luas di berbagai bidang seperti kimia, fisika, ilmu material, dll. Terutama logam oksida ini sangat berguna untuk keperluan penyerapan dan katalisis karena bersifat redoks dan bersifat asam/basa. Berdasarkan literatur diketahui bahwa ceria (CeO<sub>2</sub>) dan zirconia (ZrO<sub>2</sub>) telah banyak

digunakan sebagai katalis untuk sintesis DMC langsung. Katalis  $ZrO_2$  digunakan pertama kali pada tahun 1999 oleh Tomishige et al. untuk sintesis DMC langsung dari  $CO_2$  dan metanol. Studi tersebut mengungkapkan bahwa laju pembuatan DMC sebagian besar tergantung pada morfologi dan sifat zirconia dan jumlah DMC yang dihasilkan dibatasi oleh kesetimbangan reaksi selama periode waktu. Sementara itu,  $CeO_2$  dengan bentuk nanomaterial juga merupakan katalis yang sangat aktif untuk reaksi fiksasi  $CO_2$ . Larutan padat  $CeO_2$ - $ZrO_2$  memberikan selektivitas DMC yang tinggi tetapi konversi metanol yang rendah. Berbagai studi telah dilakukan untuk meningkatkan konversi metanol pada sintesis langsung DMC dengan katalis dari oksida logam. Oksida logam yang digunakan untuk sintesis DMC langsung dirangkum dalam Tabel III.3.

**Tabel III-3** Jenis Katalis Logam Oksida yang Digunakan dalam Sintesis DMC dengan Hasil yang Diperoleh

<b>Katalis</b>	<b>Promotor</b>	<b>T (°C)</b>	<b>P (MPa)</b>	<b>DMC Terbentuk</b>	<b>Literatur</b>
$ZrO_2$	-	160	5	0,42 mmol	Tomishige et al., 1999
$CeO_2/ZrO_2$	-	110	12	0,88 mmol	Tomishige et al., 1999
$CeO_2/ZrO_2$	DMP	110	6	6,9 mmol	Tomishige et al., 1999
$V_2O_5/H_3PO_4$	-	140	0,9	4,5 mmol	Wu et al., 2005
Cu-Ni/VSO	-	180	0,9	6,6 mmol	
$CeO_2$	-	170	5	0,66 mmol	
$CeO_2$	$CH_3CN$	150	0,5	1,52 mmol	
KCl/ $ZrO_2$	MgO	150	9,5	7,2 mol%	
$CeO_2/ZnO$		170	6	2,8 mmol	
$CeO_2/ZnO/NiO$		170	6	~ 3.1 mmol	

CeO <sub>2</sub>	-	140	5,34	5,34 mmol
CeO <sub>2</sub>	2-cyanopyridine	120	20	95,9% yield

(Tamboli, Chaugule, & Hern, 2017)

#### 4. Bahan Berbasis Polimer

Pada tahun 1999, Chu et al. mencapai hasil DMC tinggi dengan katalis polimer berbasis iodida heterogen dengan menggunakan trimetil ortoester sebagai agen pengaktif CO<sub>2</sub>. Laju reaksi ditemukan meningkat dengan penambahan P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> bersama dengan resin aktif Dowes 21 K. Kemudian, Kumar et al. melakukan penelitian polietilen glikol dsintesis kalium bromida yaitu [K<sup>+</sup>{PEG}Br<sup>-</sup>] yang memberikan hasil hingga 12,8% dengan selektivitas DMC 98%. Sebagai kelanjutan dari penelitian tersebut maka dikembangkan sistem katalitik komposit baru yang terdiri dari matriks polimer, garam logam dan basis super organik 1,8-diazabicycloundec-7-ene (DBU). Hasil pengamatan menunjukkan konversi metanol sekitar 23% dengan selektivitas DMC 99% yang sangat tinggi untuk reaksi batch. Tabel III.4 menunjukkan daftar katalis berbasis polimer yang digunakan untuk sintesis langsung DMC.

**Tabel III-4** Katalis Berbasis Polimer Untuk Sintesis Langsung DMC dan Aktivitas Katalitiknya

Katalis	Promotor	T (°C)	P (MPa)	DMC Terbentuk	Literatur
Dowex 21 K + Polimer	-	150	3,54	26% yield (mmol)	Chu et al., 1999
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	[K <sup>+</sup> {PEG}Br <sup>-</sup> ]	100	2	13% yield	Kumar et al., 2014



CH-g- PEI	ZnCl <sub>2</sub> , DBU	80	7,5	23,2% yield	Tamboli et al., 2016
--------------	-------------------------	----	-----	----------------	----------------------------

Berdasarkan beberapa jenis katalis yang telah digunakan untuk sintesis DMC langsung dari CO<sub>2</sub> dan metanol dapat dilihat bahwa katalis *cerium oxide* (CeO<sub>2</sub>) menunjukkan kinerja katalitik yang sangat baik dengan selektivitas tinggi. Namun, selektivitas yang tinggi ini dilengkapi dengan adanya *dehydrating agent* yang sesuai untuk meminimalkan resiko reaksi balik. Katalis CeO<sub>2</sub> juga dapat mengkonversi bahan baku (metanol) paling besar yaitu 94 – 95 % (Tamboli, Chaugule, & Hern, 2017). Selain itu, CeO<sub>2</sub> juga diketahui sebagai katalis yang paling efektif dalam sintesis DEC. Karakteristik CeO<sub>2</sub> dapat dilihat pada Tabel III.2.

**Tabel III-5** Karakteristik Katalis *Cerium Oxide* (CeO<sub>2</sub>)

<b>Spesifikasi</b>	
Bentuk	Padatan putih
Rumus Molekul	CeO <sub>2</sub>
Berat Molekul	172,115 gr/gmol
Titik Leleh	2400 °C (1 atm)
Titik Didih	3500 °C (1 atm)
Densitas	7,215 gr/cm <sup>3</sup>

### III.1.2 Pemilihan *Water Removal*

Reaksi pada metode *direct synthesis* ini adalah reaksi reversible yang berjalan dua arah dan membentuk kesetimbangan. Berdasarkan hal tersebut, kesetimbangan reaksi dapat berubah ke produk atau reaktan sesuai dengan kondisi operasi dan komposisi. Pada reaksi ini terdapat produk samping yaitu H<sub>2</sub>O, jika terdapat air berlebih dalam reaksi maka kesetimbangan reaksi akan bergeser ke kiri atau ke arah reaktan sehingga yield DMC akan menurun dan

semakin kecil. Maka untuk meningkatkan konversi, equilibrium harus digeser menuju produk. Dalam literature, beberapa metode diusulkan untuk meningkatkan konversi. Berikut ini merupakan metode-metode yang memiliki dasar yang sama, yaitu penghilangan air dari reaksi sehingga dapat meningkatkan konversi DMC.

1. *Membrane reaktor*

*Membrane catalytic reaktor* (MCR) dapat digunakan untuk *water removal* yang akan terbentuk selama reaksi. Li et al. menggambarkan proses ini dengan tiga jenis *supported membrane*, yaitu *silica organic membrane* (S), *polyimide-silica* (PS) dan *polyimide-titania hybrid membrane* (PT). Katalis yang digunakan berupa *copper supported by MgO-SiO<sub>2</sub>*. Hasil diberikan pada Tabel III.1. Membran yang diimplementasikan di dalam reaktor akan meningkatkan konversi dan selektivitas tinggi terhadap DMC.

**Tabel III-6** Kinerja Reaktor Katalitik Membran Berdasarkan Tipe Material Membran

<b>Tipe Material Membran</b>	<b>T (°C)</b>	<b>P (bar)</b>	<b>Konversi Metanol</b>	<b>Selektivitas DMC</b>
P	120	40	8,1	91,4
PS	130	40	9,2	96,0
PT	130	40	8,9	93,3

(Sumber: Li et al.)

2. *Molecular Sieves*

*Molecular sieves* dapat mengambil sebagian air yang dihasilkan selama reaksi, semacam *dehydrating agent*, namun sistem reaktor yang digunakan berbeda dengan cara konvensional. *Molecular sieves* yang digunakan dalam penelitian ini adalah zeolite 3A. Suhu operasi optimal

untuk adsorpsi air pada *molecular sieves* adalah suhu kamar, sedangkan reaksi yang dilakukan pada suhu yang jauh lebih tinggi. Oleh karena ini adsorber dengan zeolite 3A dipisahkan dari reaktor utama. Beberapa bagian campuran reaksi terus menerus disirkulasikan melalui *molecular sieves*, sehingga harus didinginkan dan dipanaskan lagi. Dengan menggunakan *molecular sieves* konversi metanol hampir 50%. Namun waktu reaksi sangat panjang, yaitu sekitar 75 jam.

### 3. *Reactive Distillation*

*Reactive Distillation* bisa menjadi pilihan untuk memisahkan produk DMC dan air.

Dalam hal ini propilen glikol digunakan sebagai pengganti CO<sub>2</sub>. Hal ini dilakukan untuk menghindari reaksi fasa gas di kolom distilasi. Tidak ada penelitian yang ditemukan untuk melakukan reaksi ini dengan menggunakan CO<sub>2</sub>. Selain itu, tidak ada air yang terbentuk dalam reaksi menggunakan propilen glikol. Tidak mungkin menggunakan reaktif distilasi dengan methanol dan CO<sub>2</sub> sebagai reaktan. Dalam situasi ini, kedua reaktan meninggalkan kolom di bagian atas dan produk meninggalkan kolom di bagian bawah.

### 4. *Dehydrating Agent*

*Dehydrating agent* digunakan untuk bereaksi dengan air dan menggeser kesetimbangan kearah sisi produk reaksi. Dari metode ini, *dehydrating agent* merupakan pilihan terbaik untuk meningkatkan konversi.

*Membrane reaktor* tidak mencapai konversi yang cukup tinggi. *Molecular sieves* beroperasi pada suhu yang berbeda dari pada sintesis DMC dan daur ulang internal kurang efisien. *Reactive distillation* bukanlah pilihan dengan senyawa yang terlibat dalam reaksi, karena kedua produk merupakan *highest boiling compounds* dalam sistem reaksi. Penggunaan *dehydrating agent* di sisi lain menunjukkan konversi metanol yang tinggi dan selektivitas yang tinggi tetap ada.

### III.1.3 Pemilihan *Dehydrating Agent*

*Dehydrating agent* digunakan untuk bereaksi dengan air dan menggeser keseimbangan ke arah produk. Berbagai jenis *dehydrating agent* digunakan dalam literature dan ikhtisar diberikan dibawah ini:

1. *2-cyanopyridine*

Nitril yang berbeda sebagai *dehydrating agent* telah dilaporkan sesuai Gambar III. Dari penelitian ini, *2-cyanopyridine* dipilih sebagai *dehydrating agent* terbaik untuk reaksi ini, menghasilkan *2-picoaliranamide* sebagai produk akhir. Namun, *2-picoaliranamide* ini harus diregenerasi menjadi *2-cyanopyridine* dan hal ini mungkin saja terjadi, namun butuh waktu terlalu lama untuk digunakan dalam aplikasi industri. Reaksi dehidrasi sebagai berikut:



Keuntungan utamanya adalah reaksi dehidrasi dapat dikatalisis dengan *cerium oxide* ( $\text{CeO}_2$ ). Hal ini adalah alasan mengapa  $\text{CeO}_2$  dipilih sebagai katalis dalam sistem ini. *Direct synthesis* produk DMC dengan katalis  $\text{CeO}_2$  dan *dehydrating agent 2-cyanopyridine* menghasilkan yield DMC sebesar 94%.

2. 2,2-dimetoksi propane (DMP)

DMP adalah *dehydrating agent* yang bekerja berbeda dari *2-cyanopyridine*. Disini air dibuang sebelum DMC terbentuk. Produksi awal bukan methanol, tetapi DMP. DMP ini bereaksi dengan  $\text{CO}_2$  untuk membentuk DMC dan aseton. Methanol digunakan untuk mengubah aseton kembali ke DMP dan juga menghasilkan air. Konversi yang diperoleh cukup tinggi yaitu 56%, namun waktu untuk mencapai konversi ini serupa dengan *molecular sieves* (75 jam).

3. *Acetonitrile*

Asetonitril mampu bereaksi dengan air dan membentuk asetamida. Untuk reaksi terhadap DMC, tidak ada konversi yang dilaporkan, namun sintesis yang sama dilakukan untuk dietil karbonat (DEC) dan dipropilkarbonat. Di sini konversi masing-masing sebesar 42% dan 33%.

4. *Buthylene Oxide*

Butilen oksida dapat digunakan sebagai *dehydrating agent*. Konversi butilen oksida dilaporkan sangat tinggi, namun tidak ada rasio stoikiometri yang digunakan antara *dehydrating agent* dan methanol. Oleh karena itu, konversi methanol ditingkatkan. Namun, peningkatannya tidak terlalu tinggi. Kerugian besar butilen oksida adalah selektivitas DMC yang dihitung dari methanol turun drastis dibandingkan reaksi tanpa *dehydrating agent*.

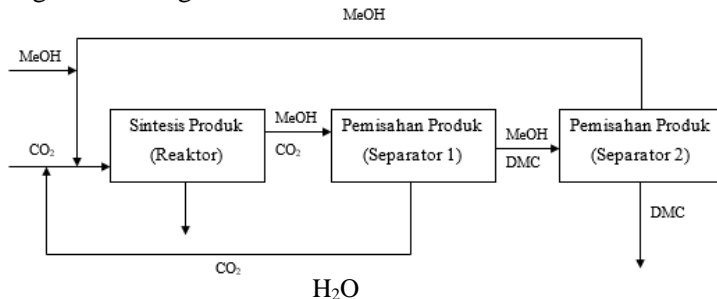
5. *Ionic Liquids*

Anion dalam cairan ionic adalah metoksida dan kation yang digunakan adalah imidazolium dengan kelompok sisi yang berbeda. Dengan cara ini konversi meningkat hingga 12,6%, namun selektivitas terhadap DMC turun di bawah 90%.

## III.2 Uraian Proses

### III.2.1 Proses Sintesis Produk

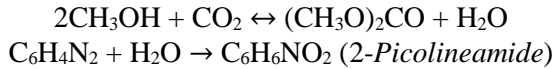
Secara garis besar proses tersebut dapat digambarkan dengan blok diagram sederhana berikut:



**Gambar III.2** Blok Diagram Sederhana Proses Produksi DMC

Proses produksi DMC ((CH<sub>3</sub>O)<sub>2</sub>CO) terdiri dari 3 proses utama, yaitu satu proses sintesis dan dua proses pemisahan. Proses sintesis DMC dilakukan dengan reaktor *trickle bed*, karena pada proses ini terdiri dari 2 fase yaitu gas (CO<sub>2</sub>) dan liquid (Metanol & 2-cyanopyridine). Katalis yang digunakan pada reaksi ini adalah *Cerium Oxyde* (CeO<sub>2</sub>). Reaksi kesetimbangan pada proses *direct synthesis* pada awalnya menghasilkan konversi yang rendah, sehingga untuk meningkatkan konversi dilakukan usaha – usaha untuk menggeser kesetimbangan ke arah produk. Usaha yang dilakukan untuk menggeser kesetimbangan reaksi dapat dilakukan dengan mengatur variabel suhu dan tekanan reaksi serta menghilangkan salah satu produk. Pada proses *direct synthesis* ini produk yang akan dihilangkan adalah produk samping yang berupa air. *Dehydrating agent* dipilih sebagai metode paling efektif berdasarkan pembahasan pada sub bab sebelumnya. Penggunaan *dehydrating agent* menunjukkan hasil konversi metanol yang tinggi dan selektivitas reaktor yang baik. *Dehydrating agent* yang akan digunakan dalam proses sintesis ini adalah 2-cyanopyridine (C<sub>6</sub>H<sub>4</sub>N<sub>2</sub>).

Reaksi dari penggunaan 2-cyanopyridine sebagai *dehydrating agent* adalah sebagai berikut:



Proses sintesis DMC dimulai dari *feed* yang berupa gas  $\text{CO}_2$  mengalir pada aliran <1> dengan kondisi awal tekanan 2,78 bar dan suhu  $46,15^\circ\text{C}$  menuju separator *flash tank* H-111. *Feed*  $\text{CO}_2$  yang berasal dari PT Badak NGL memiliki 2 fasa yang berbeda yaitu gas dan liquid. Hal ini terjadi karena didalamnya terdapat air sebesar 6,641% mol. Air tersebut pada kondisi tekanan 2,78 bar dan suhu  $46,15^\circ\text{C}$  masih dalam fasa liquid. Oleh karena itu, *feed* gas sebelum dikompresi melewati separator *flash tank* H-111 terlebih dahulu untuk memisahkan  $\text{H}_2\text{O}$  dari *feed* gas  $\text{CO}_2$ . *Feed* gas  $\text{CO}_2$  akan ditingkatkan tekanannya dari semula 2,78 bar dan  $46,15^\circ\text{C}$  menjadi 30,40 bar dan  $261,10^\circ\text{C}$  menggunakan kompresor *multi stage*. Pada kompresor G-114A tekanan dinaikkan sampai 10 bar, sebelum masuk ke kompresor selanjutnya *feed* gas  $\text{CO}_2$  aliran <4> melewati *intercooler* E-118 terlebih dahulu untuk menurunkan suhu keluaran dari kompresor G-114A dan menurunkan beban pada kompresor selanjutnya. Aliran <5> pada keluaran *intercooler* dialirkan menuju kompresor G-114B untuk meningkatkan tekanan dari 10 bar menuju 30,40 bar. Panas yang dihasilkan dari kompresi tersebut digunakan sebagai *pre heater* untuk memanaskan *feed* lainnya. Aliran *feed* metanol dari aliran <11> dengan kondisi awal pada tekanan 1 bar dan  $25^\circ\text{C}$  dipompakan menggunakan L-115A menuju reaktor R-110 dan dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *cross heat exchanger* E-117A sehingga pada aliran <13> dengan kondisi operasi 30,20 bar dan  $59,65^\circ\text{C}$ . Selanjutnya, aliran <13> bercampur dengan aliran <60> (aliran *recycle*) pada *mixing point*, lalu dipanaskan kembali menggunakan E-119A hingga suhu mencapai  $150^\circ\text{C}$  dan 30 bar. *Feed* 2-cyanopiridine pada aliran <17> dengan kondisi awal pada tekanan 1 bar dan  $25^\circ\text{C}$  dipompa oleh L-116 menuju *cross heat exchanger* E-117B sehingga pada aliran 19 dengan kondisi operasi 30,20 bar dan  $55,28^\circ\text{C}$ . Setelah itu dipanaskan kembali oleh E-119B sampai mencapai suhu  $150^\circ\text{C}$  dengan tekanan 30 bar. *Feed* gas  $\text{CO}_2$  setelah digunakan sebagai *pre heater* untuk *feed* lainnya

tersebut mengalir ke dalam reaktor dengan tekanan 30 bar dan 164,30°C. Dapat dilihat bahwa seluruh bahan baku yang akan masuk reaktor R-110 dipanaskan sampai suhu 150°C dengan tekanan operasi 30 bar. Hal ini karena kondisi operasi pada reaktor harus dijaga pada tekanan 30 bar dan suhu >120°C untuk mencegah terjadinya pembentukan padatan dan konversi yang dicapai tetap tinggi. Berdasarkan hasil percobaan, bahwa konversi metanol menjadi DMC pada kondisi operasi tersebut mencapai 92,4%. Produk yang keluar dari reaktor terdiri dari senyawa DMC, metanol, CO<sub>2</sub>, air, C1-C6, dan 2-picoaliranamide. Aliran keluaran reaktor <21> kemudian masuk ke *separation unit*.

### III.2.2 Separation Unit

#### 1. Pemisahan CO<sub>2</sub>

Hasil produk keluaran reaktor R-110 dialirkan menuju *flash drum* H-211 untuk memisahkan campuran produk dan sisa-sisa reaktan (CO<sub>2</sub> dan methanol) yang memiliki fasa uap dan cair. Karena perbedaan fasa tersebut maka CO<sub>2</sub> dan gas lainnya akan terpisahkan menjadi produk atas pada aliran <23> dan campuran produk yang berfasa cair akan ke bawah menjadi produk bawah pada aliran <28>. Sebelum dialirkan menuju *flash drum*, aliran <23> didinginkan terlebih dahulu oleh E-212 yang semula dengan kondisi operasi 120°C dan 30 bar menjadi 20°C dan 29,8 bar. Pada suhu 20°C maka proses pemisahan CO<sub>2</sub> pada *flash drum* akan lebih mudah dilakukan mengingat pada suhu tersebut campuran produk yang terbawa akan berubah fasa menjadi liquid selain CO<sub>2</sub> dan C1-C3. Produk atas pada *flash drum* H-211 aliran <23> memiliki komposisi CO<sub>2</sub> sebesar 99,05%. Selanjutnya, aliran <23> dibagi menjadi dua aliran yaitu aliran <24> sebagai *purge* dan aliran <25> sebagai CO<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> *recycle* menuju reaktor.

Pada aliran <28> masih terdapat CO<sub>2</sub> yang ikut larut pada aliran liquid sehingga dilakukan lagi pemisahan menggunakan *flash drum* H-231A dan H-231B. Sebelum



dilakukan pemisahan oleh *flash drum*, aliran tersebut dilakukan pemisahan menggunakan kolom distilasi D-210 untuk memisahkan produk DMC dengan sisa reaktan, *byproduct*, dan *impurities* yang masih terbawa ke dalam aliran. Aliran <39> merupakan distilat yang dihasilkan dari kolom distilasi D-210 yang masuk ke dalam *flash drum* H-231A dan H-231B untuk memisahkan gas (CO<sub>2</sub> dan C1-C6) dengan DMC yang ikut terbawa pada distilat. Pada *flash drum* H-231A beroperasi pada suhu 20°C dan tekanan 1 bar, sedangkan pada *flash drum* H-231B beroperasi pada suhu 30°C dan tekanan 2,2 bar. Produk atas dari *flash drum* H-231B ini memiliki komposisi CO<sub>2</sub> sebesar 93,67% yang selanjutnya menjadi aliran <43> sebagai CO<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> *recycle*.

## 2. Pemisahan 2-Picolineamide

Produk bawah hasil pemisahan pada *flash drum* H-221A pada line <67> memiliki komposisi utama yaitu metanol, DMC dan 2-picolineamide. Pemisahan 2-picolineamide dilakukan untuk menjual kembali produk hasil *dehydrating agent* yang telah bereaksi karena memiliki nilai yang sangat tinggi. Selain itu, untuk meningkatkan kemurnian produk DMC yang dihasilkan. Pemisahan 2-picolineamide ini dilakukan dengan metode kolom distilasi dengan parsial kondensor dan parsial reboiler. Pada kolom distilasi D-220 dilakukan pemisahan senyawa 2-picolineamide sebagai produk bawah sedangkan senyawa produk lainnya menjadi produk atas atau distilat. Namun, Pada aliran <67> terjadi kondisi azeotrop antara metanol dan DMC. Untuk menghilangkan kondisi azeotrop tersebut maka dilakukan perubahan kondisi operasi sebelum masuk ke dalam kolom distilasi yaitu dengan cara menurunkan tekanan operasi menggunakan *expansion valve* K-223A dan K-223B. Untuk menjaga agar suhu tetap maka aliran tersebut

dipanaskan menggunakan *heater* E-221A dan E-221B sehingga kondisi operasi aliran <71> yang akan masuk kolom distilasi adalah 1 bar dan 150°C.

*Feed* yang masuk pada kolom distilasi ini memiliki perbedaan volatilitas yang tinggi, sehingga proses pemisahan dapat dilakukan dengan mudah. Namun, apabila proses distilasi dilakukan pada tekanan atmosferik maka suhu reboiler tinggi (sekitar 350°C) sehingga reboiler tidak dapat menggunakan steam sebagai pemanas. Oleh karena itu, kondisi operasi kolom distilasi diatur pada 0.6 bar dan 309.5°C sehingga steam dapat digunakan sebagai pemanas untuk reboiler pada kolom distilasi ini. Pada kolom distilasi D-220 menghasilkan produk bawah *2-picolineamide* dengan kemurnian 100% yang selanjutnya dipompa menggunakan L-321 menuju *storage tank* F-320 untuk dijual pada pasarnya. Sedangkan produk atasnya berupa DMC, H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub>, dan metanol pada aliran <73> yang akan dikompresi untuk dicampurkan dengan masuk ke proses pemisahan selanjutnya.

### 3. Pemisahan Metanol

Pemisahan methanol dan produk DMC dilakukan menggunakan kolom distilasi D-210 dan D-230 yang pada dasarnya dilakukan untuk memurnikan produk DMC agar sesuai dengan target pasar yaitu 99,93%. Selain itu, methanol sisa yang tidak bereaksi juga harus di *recycle* kembali ke reaktor sintesa DMC R-110 agar dapat mengurangi biaya produksi.

Pada distilat kolom distilasi D-220 yang dicampur dengan produk bawah dari *flash drum* H-211 akan menjadi *feed* untuk kolom distilasi D-210 (aliran <31>). Kolom distilasi D-210 beroperasi pada suhu 300°C dan tekanan 30 bar. Dengan kondisi operasi tersebut, methanol menguap menjadi distilat bersama gas yang lain dan yang menjadi produk bawah adalah DMC yang memiliki kemurnian

99,99%. Namun, pada distilat kolom distilasi D-210 masih terdapat produk DMC yang ikut menguap sehingga dilakukan pemisahan kembali pada kolom distilasi D-230. Sebelum memasuki kolom distilasi D-230 dilakukan pemisahan CO<sub>2</sub> menggunakan *flash drum* seperti yang dijelaskan pada subbab pemisahan CO<sub>2</sub>. Produk bawah dari *flash drum* H-231A dan H-231 B yang di dalamnya mengandung sebagian besar methanol serta DMC yang terbawa pada aliran distilat D-210 dicampur menjadi satu aliran pada aliran <50> yang akan menjadi *feed* pada kolom distilasi D-230. Kolom distilasi D-230 beroperasi pada suhu 20,53°C dan tekanan 10,40 bar sehingga dapat memisahkan produk DMC dengan methanol serta sisa-sisa gas yang masih terbawa pada aliran. Distilat dari kolom distilasi D-230 atau aliran <53> menjadi aliran *recycle* methanol yang dialirkan kembali menuju reaktor DMC R-110. Sedangkan produk bawah dari kolom distilasi D-230 didinginkan menggunakan *cooler* E-311B dan dicampurkan bersama produk bawah dari kolom distilasi D-210 mejadi satu aliran yang merupakan aliran akhir produk DMC. Aliran akhir tersebut atau aliran <64> akan masuk ke dalam *storage tank* F-310 dan siap untuk dipasarkan. Pada aliran <64> produk DMC yang dihasilkan memiliki kemurnian 99,96% yang berarti sesuai dengan target pasar.

### **III.3 Perbandingan Spesifikasi Produk dengan Produk Dipasaran**

Berdasarkan hasil simulasi dengan menggunakan Aspen Hysys v8.8 untuk uraian proses diatas, maka didapatkan spesifikasi produk DMC dari Pabrik DMC Bontang untuk kemudian dibandingkan dengan produk yang beredar dipasaran sebagai berikut:

**Tabel III-7** Perbandingan Spesifikasi Produk dengan Produk Dipasaran

<b>Spesifikasi Produk</b>	<b>Hasil Simulasi</b>	<b>MERCK*</b>
<b>Bentuk Visual</b>	Liquid	Liquid
<b>Densitas</b>	1,04 g/cm <sup>3</sup>	1,07 g/cm <sup>3</sup>
<b>Titik Didih</b>	90 °C	90 °C
<b>Viskositas (20 °C, mPas)</b>	0,0573	0,0640
<b>Kemurnian</b>	99,96%	≥ 99,0%
<b>Kandungan Air</b>	1,66E-19 ppm	< 200 ppm

(<sup>8</sup>Sumber : MERCK, 2019)

## BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

### IV.1 Neraca Massa

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain pabrik kimia. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan unit utilitas, dan kebutuhan lain yang terkait dalam perhitungan. Perhitungan neraca massa dalam Pra Desain Pabrik *Dimethyl Carbonate (DMC) Production Plant* dari flue gas dan methanol ini menggunakan software Aspen Hysys v.8. Perhitungan neraca massa menggunakan neraca komponen dan neraca *overall*. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum kekekalan massa dengan asumsi aliran steady state. Maka rumus yang digunakan:

Aliran massa masuk sistem	-	Aliran massa keluar sistem	=	Akumulasi massa dalam sistem
---------------------------	---	----------------------------	---	------------------------------

Jika ada reaksi di dalam sistem tersebut (dalam hal ini Reaktor DMC R-110), maka perhitungan neraca massa komponen menjadi:

Aliran massa masuk sistem	-	Aliran massa keluar sistem	-	Konsumsi	+	Regenerasi	=	Akumulasi massa dalam sistem
---------------------------	---	----------------------------	---	----------	---	------------	---	------------------------------

Dengan asumsi aliran steady state, maka akumulasi dalam sistem sama dengan nol. Dalam perhitungan neraca massa ini satuan yang digunakan adalah kg material. Neraca massa proses pembuatan DMC dari flue gas dan methanol dapat dihitung sebagai berikut:

- Kapasitas Bahan Baku
  - a. Flue Gas : 58481,0837 kg/h
  - b. Methanol : 28837,7000 kg/h
  - c. 2-Cyanopiridine : 52084,695 kg/h
- Basis Perhitungan : 1 jam operasi
- Waktu Operasi : 1 tahun = 300 hari  
1 hari = 24 jam
- Komposisi Bahan Baku
  - a. *Fresh Feed Flue Gas*:

**Tabel IV.1** Komposisi *Fresh Feed Flue Gas*

Komponen	Komposisi (Fraksi Mol)	BM (kg/kmol)	Laju Alir Mol (kgmol/jam)	Laju Alir Massa (kg/jam)
C1	0,0029	16,04	3,9285	63,0245
C2	0,0003	30,07	0,3722	11,1920
C3	0,0002	44,10	0,2205	9,7234
n-C4	0,0000	58,12	0,0551	3,2026
i-C4	0,0000	58,12	0,0551	3,2026
C5	0,0000	72,15	0,0414	2,9871
C6+	0,0000	86,18	0,0414	3,5678
H2O	0,0578	18,02	796997	1435,7981
CO2	0,9388	44,01	1293,9962	56948,3856
Total	1,0000		1378,4101	58481,0837

b. *Fresh Feed Methanol*

**Tabel IV.2** Komposisi *Fresh Feed Methanol*

Komponen	Komposisi (Fraksi Mol)	BM (kg/kmol)	Laju Alir Mol (kgmol/jam)	Laju Alir Massa (kg/jam)
CH <sub>3</sub> OH	1,0000	32,04	899,9997	28837,7000

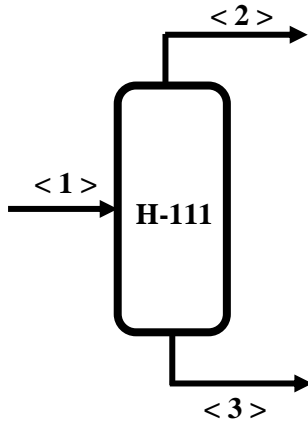
c. *Fresh Feed 2-Cyanopiridine*

**Tabel IV.3** Komposisi *Fresh Feed 2-Cyanopiridine*

Komponen	Komposisi (Fraksi Mol)	BM (kg/kmol)	Laju Alir Mol (kgmol/jam)	Laju Alir Massa (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> N <sub>2</sub>	1,0000	104,11	500,2756	52084,695

## 1. Flue Gas Separator (H-111)

Fungsi : Memisahkan fase gas dan liquid pada aliran flue gas.



Keterangan:

Aliran 1 : Fresh Flue Gas

Aliran 2 : Produk Atas Separator H-111  
(Fase Gas)

Aliran 3 : Produk Bawah Separator H-111  
(Fase Liquid)

Kondisi Operasi :

Suhu =  $46,15^{\circ}\text{C} = 319,3 \text{ K}$

Tekanan =  $2,78 \text{ bar} = 278 \text{ kPa}$

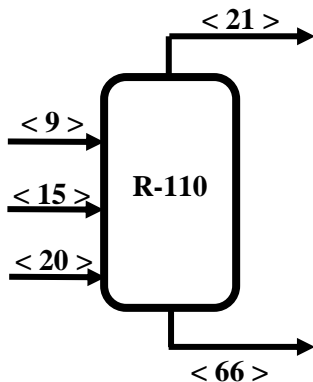


**Tabel IV.4** Neraca Massa pada Flue Gas Separator (H-111)

<b>Komponen</b>	<b>Aliran Masuk (kg)</b>	<b>Aliran Keluar (kg)</b>	
	<b>&lt; 1 &gt;</b>	<b>&lt; 2 &gt;</b>	<b>&lt; 3 &gt;</b>
C1	63,0245	63,0245	0,0000
C2	11,1920	11,1920	0,0000
C3	9,7234	9,7234	0,0000
n-C4	3,2026	3,2026	0,0000
i-C4	3,2026	3,2026	0,0000
C5	2,9871	2,9871	0,0000
C6+	3,5678	3,5678	0,0000
H2O	1435,7981	912,4740	523,3241
CO2	56948,3856	56947,3231	1,0624
<b>Total</b>	<b>58481,0837</b>	<b>57956,6972</b>	<b>524,3865</b>
	<b>58481,0837</b>	<b>58481,0837</b>	

## 2. Trickle Bed Reactor DMC (R-110)

Fungsi : Mereaksikan bahan baku CO<sub>2</sub> dan methanol menjadi produk DMC.



Keterangan :

- Aliran 9 : *Feed Flue Gas*
- Aliran 15 : *Feed Methanol*
- Aliran 20 : *Feed 2-Cyanopiridine*
- Aliran 21 : Produk Atas (Fase Gas) Reaktor R-110
- Aliran 66 : Produk Bawah (Fase Liquid) Reaktor R-110

Kondisi Operasi :

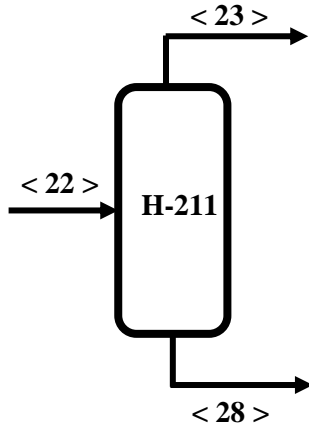
Suhu = 120°C = 393,15 K

Tekanan = 30 bar = 3000 kPa

**Tabel IV.5** Neraca Massa pada *Trickle Bed Reactor* (R-110)

Komponen	Aliran Masuk (kg)			Aliran Keluar (kg)	
	< 9 >	< 15 >	< 20 >	< 21 >	< 66 >
C1	80,0809	0,0146	0,0000	73,5247	6,5707
C2	14,5770	0,0491	0,0000	11,7219	2,9041
C3	15,5907	0,2993	0,0000	10,3927	5,4973
n-C4	6,6181	0,5806	0,0000	3,3805	3,8182
i-C4	6,0401	0,2715	0,0000	3,2872	3,0244
C5	7,7506	2,1914	0,0000	3,0083	6,9337
C6+	10,7924	7,5942	0,0000	3,2786	15,1081
H2O	912,4740	0,0000	0,0000	0,0007	0,0001
CO2	71387,1611	86,0335	0,0000	44446,5685	7238,7566
CH3OH	117,6877	30212,5114	0,0000	386,9317	1129,5783
(CH3)2CO	811,4352	1256,4673	0,0000	6576,0813	35993,1564
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	52084,6950	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	0,0003	0,0000	0,0000	5,7377	61092,9206
<b>Total</b>	<b>73370,2081</b>	<b>31566,0129</b>	<b>52084,6950</b>	<b>51523,9138</b>	<b>105498,2687</b>
	<b>157022,1825</b>			<b>157022,1825</b>	

- 3. Flash Drum Produk Atas Reaktor R-110 (H-211)**  
Fungsi: Memisahkan fase gas dan fase liquid pada produk atas Reaktor R-110



Keterangan :

Aliran 22 : Produk Atas Reaktor R-110

Aliran 23 : Produk Atas (Fase Gas) Flash Drum H-111

Aliran 28 : Produk Bawah (Fase Liquid) Flash Drum H-211

Kondisi Operasi :

Suhu =  $20^{\circ}\text{C} = 294,15 \text{ K}$

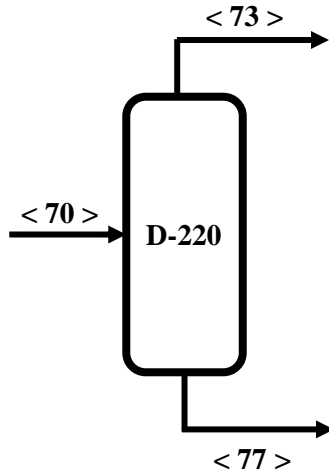
Tekanan =  $29,8 \text{ bar} = 2980 \text{ bar}$

**Tabel IV.6** Neraca Massa pada Flash Drum Produk Atas Reaktor R-110 (H-211)

Komponen	Aliran Masuk (kg)	Aliran Keluar (kg)	
	< 22 >	< 23 >	< 28 >
C1	73,5247	72,9900	0,5348
C2	11,7219	11,2475	0,4744
C3	10,3927	9,2779	1,1148
n-C4	3,3805	2,5421	0,8383
i-C4	3,2872	2,7358	0,5514
C5	3,0083	1,6694	1,3389
C6+	3,2786	1,1877	2,0909
H2O	0,0007	0,0006	0,0001
CO2	44446,5685	43047,0500	1399,5185
CH3OH	386,9317	25,7821	361,1496
(CH3)2CO	6576,0813	295,5864	6280,4949
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	5,7377	0,0020	5,7358
<b>Total</b>	<b>51523,9138</b>	<b>43470,0714</b>	<b>8053,8424</b>
	<b>51523,9138</b>	<b>51523,9138</b>	

#### 4. Kolom Distilasi 2-Picolineamide (D-220)

Fungsi: Memisahkan aliran produk dengan 2-picolineamide berdasarkan perbedaan titik didih.



Keterangan :  
Aliran 70 : Produk Bawah Reaktor R-110  
Aliran 73 : Distilat D-220  
Aliran 77 : Produk Bawah D-220

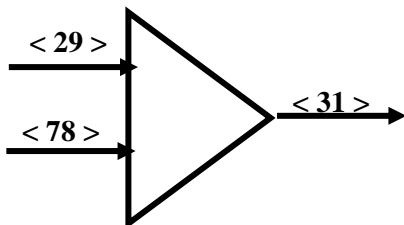
Kondisi Operasi :  
Suhu =  $150^{\circ}\text{C} = 423,15 \text{ K}$   
Tekanan =  $1 \text{ bar} = 100 \text{ kPa}$

**Tabel IV.7** Neraca Massa pada Kolom Distilasi 2-Picolineamide (D-220)

Komponen	Aliran Masuk (kg)	Aliran Keluar (kg)	
	< 70 >	< 73 >	< 77 >
C1	6,5707	6,5707	0,0000
C2	2,9041	2,9041	0,0000
C3	5,4973	5,4973	0,0000
n-C4	3,8182	3,8182	0,0000
i-C4	3,0244	3,0244	0,0000
C5	6,9337	6,9337	0,0000
C6+	15,1081	15,1081	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0001	0,0001	0,0000
CO <sub>2</sub>	7238,7566	7238,7566	0,0000
CH <sub>3</sub> OH	1129,5783	1129,5783	0,0000
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	35993,1564	35993,1564	0,0000
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	61092,9206	7,5432	61085,3774
<b>Total</b>	<b>105498,2687</b>	<b>44412,8912</b>	<b>61085,3774</b>
	<b>105498,2687</b>	<b>105498,2687</b>	

### 5. Mixing Point Sebelum Kolom Distilasi D-210

Fungsi: Mencampurkan aliran produk bawah Reaktor R-110 dan produk atas Kolom Distilasi D-220 masuk menjadi satu aliran untuk aliran Kolom Distilasi D-210.



Keterangan :  
Aliran 29 : Produk Bawah Flash Drum H-211  
Aliran 78 : Distilat D-220  
Aliran 31 : Feed D-210

**Tabel IV.8** Neraca Massa pada Mixing Point Sebelum Kolom Distilasi D-210

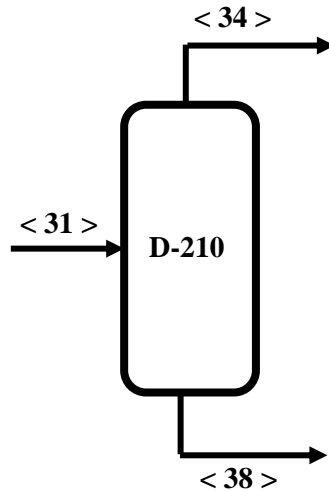
Komponen	Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)
	< 29 >	< 78 >	< 31 >
C1	0,5348	6,5707	7,1055
C2	0,4744	2,9041	3,3785
C3	1,1148	5,4973	6,6121
n-C4	0,8383	3,8182	4,6566
i-C4	0,5514	3,0244	3,5758
C5	1,3389	6,9337	8,2727
C6+	2,0909	15,1081	17,1990
H2O	0,0001	0,0001	0,0002
CO2	1399,5185	7238,7566	8638,2752



Komponen	Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)
	< 29 >	< 78 >	< 31 >
CH3OH	361,1496	1129,5783	1490,7278
(CH3)2CO	6280,4949	35993,1564	42273,6513
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	5,7358	7,5432	13,2789
Total	<b>8053,8424</b>	<b>44412,8912</b>	<b>52466,7336</b>
	<b>52466,7336</b>		<b>52466,7336</b>

## 6. Kolom Distilasi DMC (D-210)

Fungsi: Memisahkan produk DMC dengan *impurity* yang ada di aliran produk berdasarkan perbedaan titik didih.



Keterangan :  
Aliran 31 : Feed masuk D-210  
Aliran 34 : Distilat D-210  
Aliran 38 : Produk Bawah D-210

Kondisi Operasi :

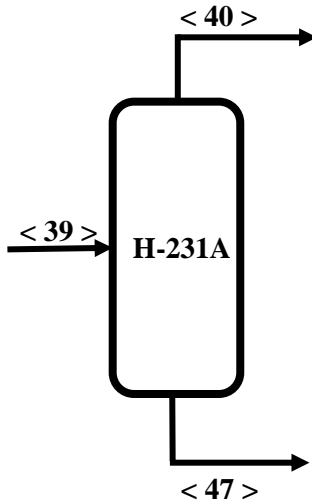
Suhu =  $244^{\circ}\text{C} = 516,85 \text{ K}$   
Tekanan =  $1.3 \text{ bar} = 130 \text{ kPa}$

**Tabel IV.9** Neraca Massa pada Kolom Distilasi DMC (D-210)

<b>Komponen</b>	<b>Aliran Masuk (kg)</b>	<b>Aliran Keluar (kg)</b>	
	<b>&lt; 31 &gt;</b>	<b>&lt; 34 &gt;</b>	<b>&lt; 38 &gt;</b>
C1	7,1055	7,1055	0,0000
C2	3,3785	3,3785	0,0000
C3	6,6121	6,6121	0,0000
n-C4	4,6566	4,6566	0,0000
i-C4	3,5758	3,5758	0,0000
C5	8,2727	8,2727	0,0000
C6+	17,1990	17,1990	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0002	0,0002	0,0000
CO <sub>2</sub>	8638,2752	8638,2752	0,0000
CH <sub>3</sub> OH	1490,7278	1489,0189	1,7089
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	42273,6513	18949,7584	23323,8928
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	13,2789	0,0000	13,2789
<b>Total</b>	<b>52466,7336</b>	<b>29127,8529</b>	<b>23338.8807</b>
	<b>52466,7336</b>	<b>52466,7336</b>	

### 7. Flash Drum (H-231A)

Fungsi: Memisahkan fase gas dan fase liquid pada aliran distilat D-210.



Keterangan :

- Aliran 39 : Distilat D-210
- Aliran 40 : Produk Atas (Fase Gas) H-231A
- Aliran 47 : Produk Bawah (Fase Liquid) H-231A

Kondisi Operasi :

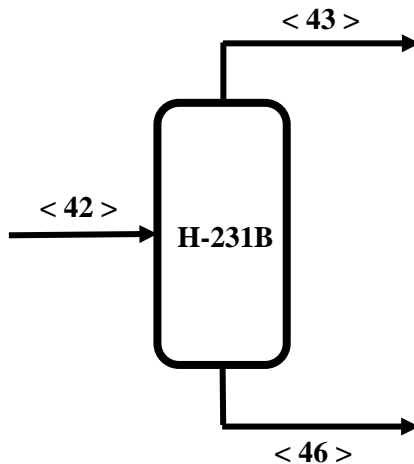
Suhu = 20°C = 293,15 K  
Tekanan = 1 bar

**Tabel IV.10** Neraca Massa pada Flash Drum (H-231A)

Komponen	Aliran Masuk (kg)	Aliran Keluar (kg)	
	< 39 >	< 40 >	< 47 >
C1	7,1055	7,0913	0,0140
C2	3,3785	3,3310	0,0475
C3	6,6121	6,3213	0,2908
n-C4	4,6566	4,0827	0,5739
i-C4	3,5758	3,3103	0,2656
C5	8,2727	6,0073	2,2653
C6+	17,1990	9,0208	8,1782
H2O	0,0002	0,0002	0,0000
CO2	8638,2752	8555,0284	83,2467
CH3OH	1489,0189	138,8322	1350,1867
(CH3)2CO	18949,7584	1073,7887	17875,9699
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>29127,8529</b>	<b>9806,8143</b>	<b>19321,0386</b>
	<b>29127,8529</b>	<b>29127,8529</b>	

### 8. Flash Drum (H-231B)

Fungsi: Memisahkan fase gas dan fase liquid pada aliran distilat D-210.



Keterangan :

Aliran 42 : Produk Atas H-231A

Aliran 43 : Produk Atas (Fase Gas)  
H-231B

Aliran 46 : Produk Bawah (Fase  
Liquid) H-231B

Kondisi Operasi :

Suhu =  $30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$

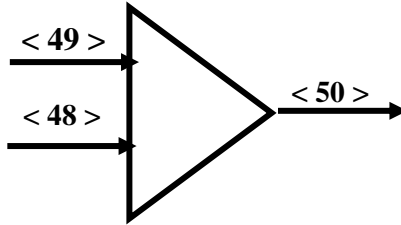
Tekanan =  $2.2 \text{ bar} = 220 \text{ kPa}$

**Tabel IV.11** Neraca Massa pada Flash Drum (H-231B)

Komponen	Aliran Masuk (kg)	Aliran Keluar (kg)	
	< 42 >	< 43 >	< 46 >
C1	7,0913	7,0908	0,0005
C2	3,3310	3,3294	0,0016
C3	6,3213	6,3121	0,0092
n-C4	4,0827	4,0656	0,0171
i-C4	3,3103	3,3021	0,0082
C5	6,0073	5,9435	0,0638
C6+	9,0208	8,8029	0,2179
H2O	0,0002	0,0002	0,0000
CO2	8555,0284	8552,2260	2,8024
CH3OH	138,8322	114,1784	24,6539
(CH3)2CO	1073,7887	771,2949	302,4938
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	0,0000	0,0000	0,0000
Total	<b>9806,8143</b>	<b>9476,5459</b>	<b>330,2684</b>
	<b>9806,8143</b>	<b>9806,8143</b>	

## 9. Mixing Point

Fungsi : Mencampurkan aliran produk bawah Flash Drum H-231A dan produk bawah Flash Drum H-231B masuk menjadi satu aliran untuk aliran Kolom Distilasi D-230.



Keterangan :  
Aliran 49 : Produk Bawah Flash Drum H-231B  
Aliran 48 : Produk Bawah Flash Drum H-231A  
Aliran 50 : Feed D-230

**Tabel IV.12** Neraca Massa pada Mixing Point Sebelum Kolom Distilasi D-230

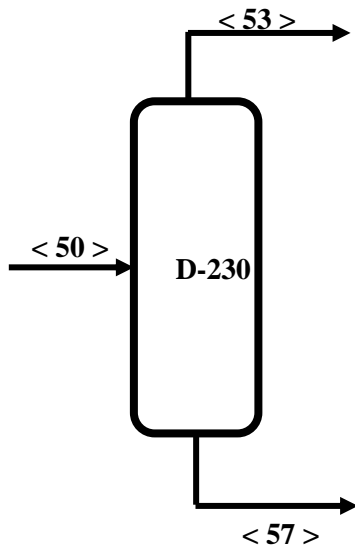
Komponen	Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)
	< 49 >	< 48 >	< 50 >
C1	0,0005	0,0140	0,0145
C2	0,0016	0,0475	0,0491
C3	0,0092	0,2908	0,3000
n-C4	0,0171	0,5739	0,5910
i-C4	0,0082	0,2656	0,2738
C5	0,0638	2,2653	2,3291



Komponen	Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)
	< 49 >	< 48 >	< 50 >
C6+	0,2179	8,1782	8,3961
H2O	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	2,8024	83,2467	86.,0491
CH3OH	24,6539	1350,1867	1374,8406
(CH3)2CO	302,4938	17875,9699	18178,4637
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>330,2684</b>	<b>19321,0386</b>	<b>19651,3070</b>
	<b>19651,3070</b>		<b>19651,3070</b>

## 10. Kolom Distilasi Methanol (D-230)

Fungsi: Memisahkan produk DMC dengan *impurity* yang ada dialiran produk berdasarkan perbedaan titik didih.



Keterangan :  
Aliran 50 : Feed masuk D-230  
Aliran 53 : Distilat D-230  
Aliran 57 : Produk Bawah D-230

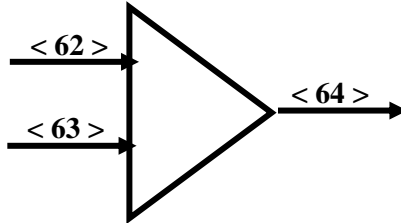
Kondisi Operasi :  
Suhu = 20,9°C = 294,07 K  
Tekanan = 10,4 bar = 1040 kPa

**Tabel IV.13** Neraca Massa pada Kolom Distilasi DMC (D-230)

Komponen	Aliran Masuk (kg)	Aliran Keluar (kg)	
	< 50 >	< 53 >	< 57 >
C1	0,0145	0,0146	0,0000
C2	0,0491	0,0491	0,0000
C3	0,3000	0,3000	0,0000
n-C4	0,5910	0,5910	0,0000
i-C4	0,2738	0,2738	0,0000
C5	2,3291	2,3291	0,0000
C6+	8,3961	8,3961	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	86,0491	86,0491	0,0000
CH <sub>3</sub> OH	1374,8406	1374,8402	0,0003
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	18178,4637	1257,3024	16921,1613
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>19651,3070</b>	<b>2730,1454</b>	<b>16921,1616</b>
	<b>19651,3070</b>	<b>19651,3070</b>	

## 11. Mixing Point

Fungsi: Mencampurkan aliran produk bawah Kolom Distilasi D-230 dan produk bawah Kolom Distilasi D-210 masuk menjadi satu aliran untuk aliran Produk DMC yang akan masuk ke Tangki Penyimpanan F-310.



Keterangan :  
Aliran 62 : Produk Bawah D-230  
Aliran 63 : Produk Bawah D-210  
Aliran 64 : Produk DMC Masuk  
Storage F-310

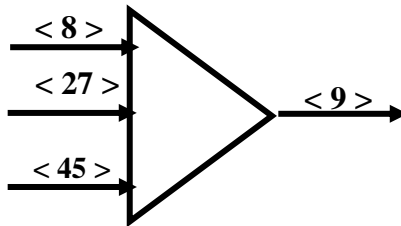
**Tabel IV.14** Neraca Massa pada Mixing Point Sebelum Masuk ke Tangki Penyimpanan F-310

Komponen	Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)
	< 62 >	< 63 >	< 64 >
C1	0,0000	0,0000	0,0000
C2	0,0000	0,0000	0,0000
C3	0,0000	0,0000	0,0000
n-C4	0,0000	0,0000	0,0000
i-C4	0,0000	0,0000	0,0000
C5	0,0000	0,0000	0,0000
C6+	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000

Komponen	Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)
	< 62 >	< 63 >	< 64 >
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>3</sub> OH	0,0003	1,7089	1,7092
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	16921,1613	23323,8928	40245,0542
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	0,0000	13,2789	13,2789
<b>Total</b>	<b>16921,1616</b>	<b>23338,8807</b>	<b>40260,0423</b>
	<b>40260,0423</b>		<b>40260,0423</b>

## 12. Mixing Point

Fungsi: Mencampurkan aliran Fresh Feed CO<sub>2</sub>, Aliran CO<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> Recycle dan produk atas Flash Drum H-231B (CO<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> Recycle) menjadi satu aliran untuk aliran Feed CO<sub>2</sub> masuk Reaktor DMC R-110.



Keterangan :

Aliran 8 : Fresh Feed CO<sub>2</sub>

Aliran 27 : CO<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> Recycle

Aliran 45 : Produk Atas H-231B (CO<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> Recycle)

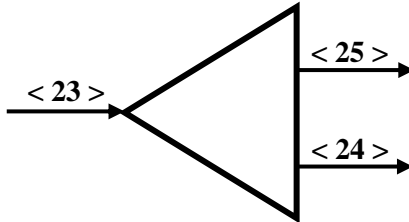
Aliran 9 : Feed Masuk Reaktor R-110

**Tabel IV.15** Neraca Massa pada Mixing Point Sebelum Masuk ke Tangki Penyimpanan F-310

Komponen	Aliran Masuk (kg)			Aliran Keluar (kg)
	< 8 >	< 27 >	< 45 >	< 9 >
C1	63,0245	4,5497	7,0908	80,0809
C2	11,1920	0,3740	3,3294	14,5770
C3	9,7234	0,2104	6,3121	15,5907
n-C4	3,2026	0,0437	4,0656	6,6181
i-C4	3,2026	0,0471	3,3021	6,0401
C5	2,9871	0,0231	5,9435	7,7506
C6+	3,5678	0,0138	8,8029	10,7924
H2O	912,4740	0,0000	0,0002	912,4740
CO2	56947,3231	978,1264	8552,2260	71387,1611
CH3OH	0,0000	0,8046	114,1784	117,6877
(CH3)2CO	0,0000	3,2814	771,2949	811,4352
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003
<b>Total</b>	<b>57956,6972</b>	<b>987,4744</b>	<b>9476,5459</b>	<b>73370,2081</b>
	<b>73370,2081</b>			<b>73370,2081</b>

### 13. Splitter

Fungsi: Membagi satu aliran menjadi dua aliran yang berbeda, yaitu aliran  $CO_2$  1<sup>st</sup> *Recycle* dan aliran *Purge*.



Keterangan :  
 Aliran 23 : Produk Atas H-211  
 Aliran 25 : *Purge*  
 Aliran 24 :  $CO_2$  1<sup>st</sup> *Recycle*

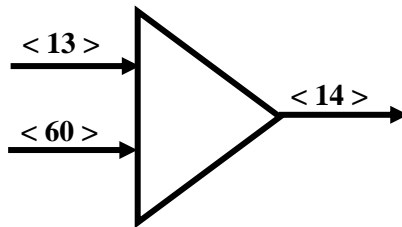
**Tabel IV.16** Neraca Massa pada *Splitter*

Komponen	Aliran Masuk (kg)	Aliran Keluar (kg)	
	< 23 >	< 25 >	< 24 >
C1	72,9900	63,0112	9,9788
C2	11,2475	9,7098	1,5377
C3	9,2779	8,0095	1,2684
n-C4	2,5421	2,1946	0,3475
i-C4	2,7358	2,3618	0,3740
C5	1,6694	1,4411	0,2282
C6+	1,1877	1,0253	0,1624
H2O	0,0006	0,0005	0,0001
CO2	43047,0500	37161,8832	5885,1667
CH3OH	25,7821	22,2573	3,5248
(CH3)2CO	295,5864	255,1754	40,4110

Komponen	Aliran Masuk (kg)	Aliran Keluar (kg)	
	< 23 >	< 25 >	< 24 >
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	0,0020	0,0017	0,0003
Total	<b>43470,0714</b>	<b>37527,0714</b>	<b>5943,0000</b>
	<b>43470,0714</b>	<b>43470,0714</b>	

#### 14. Mixing Point

Fungsi: Mencampurkan aliran *Fresh Feed* metanol dan aliran produk atas Kolom Distilasi D-230 menjadi satu aliran untuk *feed* metanol masuk Reaktor R-110.



Keterangan :  
 Aliran 13 : *Fresh Feed* Metanol  
 Aliran 60 : Produk Atas D-230  
 Aliran 14 : *Feed* Metanol Masuk Reaktor R-110



**Tabel IV.17** Neraca Massa pada *Mixing Point* Sebelum Masuk ke Tangki Penyimpanan F-310

Komponen	Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)
	< 13 >	< 60 >	< 14 >
C1	0,0000	0,0000	0,0000
C2	0,0000	0,0000	0,0000
C3	0,0000	0,0000	0,0000
n-C4	0,0000	0,0000	0,0000
i-C4	0,0000	0,0000	0,0000
C5	0,0000	0,0000	0,0000
C6+	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
CH3OH	28837,7000	1,7089	1,7092
(CH3)2CO	0,0000	23323,8928	40245,0542
2-Cyanopiridine	0,0000	0,0000	0,0000
2-Picolineamide	0,0000	13,2789	13,2789
<b>Total</b>	28837,7000	<b>23338,8807</b>	<b>40260,0423</b>
	<b>40260,0423</b>		<b>40260,0423</b>

## IV.2 Neraca Energi

Sama halnya dengan neraca massa, perhitungan neraca energi juga merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain pabrik kimia. Dari neraca energi dapat ditentukan kebutuhan energi untuk proses, utilitas dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam proses. Perhitungan neraca energi dalam Pra Desain Pabrik *Dimethyl Carbonate (DMC) Production Plant* dari flue gas dan methanol ini menggunakan *software Aspen Hysys V.8.8*. Neraca energi proses pembuatan DMC dari *flue gas* dan metanol dapat dihitung sebagai berikut:

- Kapasitas Bahan Baku
  - a. Flue Gas : 58481,0837 kg/h
  - b. Methanol : 28837,7000 kg/h
  - c. 2-Cyanopiridine : 52084,695 kg/h
- Kapasitas Produksi
  - a. *Dimethyl Carbonate (DMC)* : 40260,0423 kg/h
  - b. 2-Picolineamide (*byproduct*) : 61085,3774 kg/h
- Basis Perhitungan : 1 jam operasi
- Waktu Operasi : 1 tahun = 300 hari  
1 hari = 24 jam
- Suhu referensi : 25 °C
- Kondisi Operasi dan Komposisi Bahan Baku
  - a. *Flue Gas* :
    - Suhu : 46,15 °C
    - Tekanan : 2,778 bar

**Tabel IV.18** Komposisi *Fresh Feed Flue Gas*

Komponen	Komposisi (Fraksi Mol)	BM (kg/kmol)	Laju Alir Mol (kgmol/h)	Laju Alir Massa (kg/h)
C1	0,0029	16,04	3,9285	63,0245
C2	0,0003	30,07	0,3722	11,1920
C3	0,0002	44,10	0,2205	9,7234
n-C4	0,0000	58,12	0,0551	3,2026
i-C4	0,0000	58,12	0,0551	3,2026
C5	0,0000	72,15	0,0414	2,9871
C6+	0,0000	86,18	0,0414	3,5678
H2O	0,0578	18,02	79,6997	1435,7981
CO2	0,9388	44,01	1293,9962	56948,3856
Total	1,0000		1378,4101	58481,0837

b. *Methanol*

Suhu : 25 °C

Tekanan : 1 bar

**Tabel IV.19** Komposisi *Fresh Feed Methanol*

Komponen	Komposisi Fraksi Mol	BM (kg/kmol)	Laju Alir Mol (kgmol/h)	Laju Alir Massa (kg/h)
CH3OH	1,0000	32,04	899,9997	28837,7000

c. *Fresh Feed 2-Cyanopiridine*

Suhu : 25 °C

Tekanan : 1 bar

**Tabel IV.20** Komposisi *Fresh Feed 2-Cyanopiridine*

Komponen	Komposisi Fraksi Mol	BM (kg/kmol)	Laju Alir Mol (kgmol/h)	Laju Alir Massa (kg/h)
C6H4N2	1,0000	104,11	500,2756	52084,695

- Fase Komponen pada Kondisi Referensi (25 °C) :

Kondisi Reference	
Fase Liquid	Fase Gas
H2O	C1
CH3OH	C2
2-Cyanopyridine	C3
(CH3)2CO	n-C4
2-Picolineamide	i-C4
	n-C5
	C6+
	H2O
	CO2

- Konsep Perhitungan :

Perhitungan neraca energy berdasarkan *overall energy balance* dan *overall mechanical energy balance*.

- a. *Overall Energy Balance*

$$\Delta H_{in} + \frac{1}{2}v_{in}^2 + g \cdot z_{in} + Q = \Delta H_{out} + \frac{1}{2}v_{out}^2 + g \cdot z_{out} + W_s$$

- b. *Overall Mechanical Energy Balance*

$$\frac{1}{2}(v_{out}^2 - v_{in}^2) + g(z_{out} - z_{in}) + \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

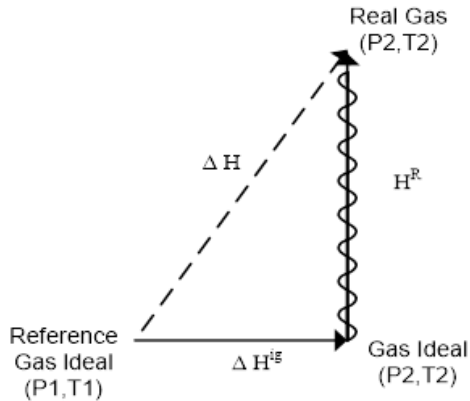
dengan asumsi:

- Tidak terjadi perubahan kecepatan ( $\Delta v = 0$ )
- Tidak terjadi perbedaan ketinggian antara suction dan discharge ( $\Delta z = 0$ )
- Nilai  $\Sigma F$  sangat kecil ( $\Sigma F = 0$ )

Perhitungan neraca energi ini didasari dengan konsep perhitungan pada software Aspen Hysys V8.8 dengan *fluid*

package yang digunakan adalah Peng-Robinson. Dasar perhitungan  $\Delta H$  pada software Aspen Hysys v8.8 ini adalah sebagai berikut:

**a. Perhitungan enthalpi untuk komponen pada kondisi reference berfase gas dan kondisi operasi berfase gas**



Untuk menghitung enthalpi aliran yang berfase gas pada kondisi *reference* dan operasi digunakan persamaan:

$$H = H^f + H_o^{ig} + \langle Cp \rangle_H \Delta T + H^R \quad (6.49)$$

Smith Van Ness

Dimana,  $H_o^{ig} = 0$

Untuk menghitung nilai Cp digunakan persamaan :

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = A + \frac{B}{2} T_o (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o^2}$$

(4.8) Smith Van Ness

Dimana,  $\tau = \frac{T}{T_o}$

**Tabel IV.21** Konstanta Kapasitas Panas Gas pada Keadaan Gas Ideal

Komponen	Fase	A	B	C	D
C1	Gas	1.702	9.08E-03	-2.16E-06	0.00E+00
C2	Gas	1.131	1.92E-02	-5.56E-06	0.00E+00
C3	Gas	1.213	2.88E-02	-8.82E-06	0.00E+00

n-C4	Gas	1.935	3.69E-02	-1.14E-05	0.00E+00
i-C4	Gas	1.677	3.79E-02	-1.19E-05	0.00E+00
n-C5	Gas	2.464	4.54E-02	-1.41E-05	0.00E+00
C6+	Gas	3.025	5.37E-02	-1.68E-05	0.00E+00
H2O	Gas	4.038	1.45E-03	0.00E+00	1.21E+04
CO2	Gas	4.467	1.05E-03	0.00E+00	-1.16E+05
CH3OH	Liquid	5.547	1.22E-02	-3.45E-06	0.00E+00

Sumber: Smith Van Ness 6ed, Tabel C.1

Untuk menghitung  $H^R$  menggunakan persamaan-persamaan dibawah ini :

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[ \frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] qI \quad (6.64) \text{ Smith Van Ness}$$

Dimana,

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left( \frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right) \quad (6.62b) \text{ Smith Van Ness}$$

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)} \quad (3.49) \text{ Smith Van Ness}$$

$$q = \frac{\Psi \alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (3.50) \text{ Smith Van Ness}$$

$$\beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad (3.51) \text{ Smith Van Ness}$$

$$\alpha(T_r) = [1 + (0,37464 + 1,54266 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2$$

**Tabel IV.22** Parameter Equation of State *Peng-Robinson*

$\sigma$	$\epsilon$	$\Omega$	$\Psi$	$Z_c$
$1 + \sqrt{2}$	$1 - \sqrt{2}$	0,07779	0,45724	0,3074

Sumber: Smith Van Ness, Tabel 3.1

Untuk *Pseudocritical* Parameter:

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci}$$

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

$$\omega = \sum_i y_i \omega_i$$

Berikut ini properties untuk komponen murni (*pure component*):

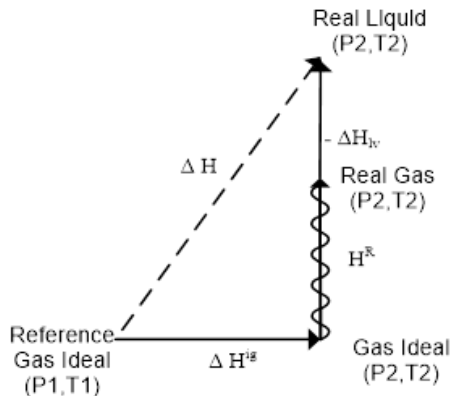
**Tabel IV.23** Data Properties Komponen Murni (*Pure Component*)

Komponen	Tc	Tc (K)	Pc (bar)	$\omega$
C1	-82.4510	190.6990	46.4068	0.0115
C2	32.2780	305.4280	48.8385	0.0986
C3	96.7480	369.8980	42.5666	0.1524
n-C4	152.049 0	425.1990	37.9662	0.2010
i-C4	134.946 0	408.0960	36.4762	0.1848
n-C5	196.450 0	469.6000	33.7512	0.2539
C6+	234.748 0	507.8980	30.3162	0.3007
H2O	374.149 0	647.2990	221.200 0	0.3440
CO2	30.9500	304.1000	73.7000	0.2389

CH <sub>3</sub> OH	239.448 0	512.5980	73.7645	0.5570
2-Cyanopyridine	478.999 8	752.1498	39.4386	0.3241
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	322.228 1	595.3781	65.1153	0.2038
2-Picolineamide	514.549 6	787.6996	14.9531	0.7212

Sumber : Aspen Hysys v8.8

**b. Perubahan enthalpi untuk komponen pada kondisi reference berfase gas dan kondisi operasi berfase liquid**



Untuk menghitung enthalpi aliran yang berfase gas pada kondisi *reference* dan dalam kondisi operasi liquid digunakan persamaan:

$$H = H^f + H^{ig} + H^R - H_{lv}$$

Perhitungan untuk  $H^{ig}$  dan  $H^R$  sama seperti perhitungan untuk fase gas. Untuk perhitungan  $H_{lv}$  yang digunakan adalah nilai  $H_{lv}$  pada kondisi operasi. Untuk mendapatkan  $\Delta H_{lv}$  pada kondisi operasi didapatkan dengan persamaan:

$$\frac{\Delta H_{lv2}}{\Delta H_{lv1}} = \left( \frac{1-T_{r2}}{1-T_{r1}} \right)^{0,38} \quad (4.13) \text{ Smith Van Ness}$$

Dimana,

$\Delta H_{lv1}$  = Latent heat pada titik didih (kJ/kmol)

$\Delta H_{lv2}$  = Latent heat pada suhu operasi (kJ/kmol)



$T_{r1} = T_r$  pada titik didih

$T_{r2} = T_r$  pada suhu operasi

Untuk mendapatkan  $H_{lv}$  pada kondisi reference dapat digunakan persamaan:

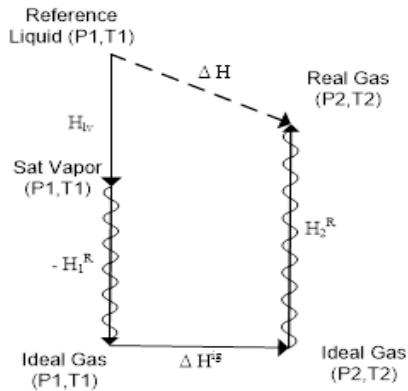
$$\frac{H_{lv}}{RT} = \frac{1.092(\ln P_c - 1.013)}{0.930 - T_r}$$

**Tabel IV.24** Data Komponen pada Suhu Reference Berfase Gas

<b>Komponen</b>	<b>Pc (bar)</b>	<b>Tc (K)</b>	<b>Td (K)</b>
C1	46.4068	190.6990	111.6250
C2	48.8385	305.4280	184.5500
C3	42.5666	369.8980	231.0480
n-C4	37.9662	425.1990	272.6480
i-C4	36.4762	408.0960	261.4200
n-C5	33.7512	469.6000	309.2090
C6+	30.3162	507.8980	341.8800
CO2	73.7000	304.1000	194.5980

Sumber : Aspen Hysys v8.8

- c. **Perhitungan enthalpi untuk komponen yang pada kondisi reference berfase liquid dan pada kondisi operasi berfase gas**



Untuk menghitung enthalpi aliran yang berfase liquid pada kondisi *reference* dan dalam kondisi operasi gas digunakan persamaan:

$$H = H_{lv} - H_1^R + H^{ig} + H_2^R$$

Dimana,  $H_1^R = H^R$  pada kondisi *reference*

$H_2^R = H^R$  pada kondisi operasi

Perhitungan untuk  $H^{ig}$  dan  $H^R$  sama seperti perhitungan untuk fase gas. Untuk perhitungan  $H_{lv}$  yang digunakan adalah nilai  $H_{lv}$  pada kondisi *reference*. Untuk mendapatkan  $\Delta H_{lv}$  pada kondisi operasi didapatkan dengan persamaan :

$$\frac{H_{lv2}}{H_{lv1}} = \left( \frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0,38}$$

Dimana :  $H_{lv1} = \text{Latent heat}$  pada titik didih (kJ/kmol)

$H_{lv2} = \text{Latent heat}$  pada suhu operasi (kJ/kmol)

$T_{r1} = T_r$  pada titik didih

$T_{r2} = T_r$  pada suhu operasi

Untuk mendapatkan  $H_{lv}$  pada titik didih normal menggunakan persamaan

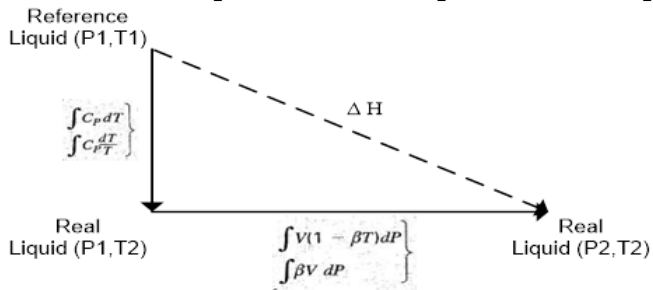
$$\frac{H_{lv}}{RT} = \frac{1.092(\ln P_c - 1.013)}{0.930 - T_r}$$

**Tabel IV.25** Data Komponen pada Suhu Reference Berfase Liquid

Komponen	Tc (K)	Pc (bar)	Td (K)
H2O	647.2990	221.2000	373.1480
CH3OH	512.5980	73.7645	337.7990
2-Cyanopyridine	752.1498	39.4386	497.6500
(CH3)2CO	595.3781	65.1153	363.6500
2-Picolineamide	787.6996	14.9531	607.5500

(Sumber: Aspen Hysys V8.8)

**d. Perhitungan entalpi untuk komponen pada kondisi *reference* berfase liquid dan kondisi operasi berfase liquid**



Untuk menghitung entalpi aliran yang berfase liquid pada kondisi *reference* dan dalam kondisi operasi liquid digunakan persamaan:

$$dH = Cp dT + V(1 - \beta T) dP$$

$$\Delta H = \langle Cp \rangle (T_2 - T_1) - V(1 - \beta T_2)(P_2 - P_1)$$

Dimana,

$$V = \frac{ZRT}{P}$$

$$Z = \beta + (Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta) \left( \frac{1 + \beta - Z}{q\beta} \right)$$

$$\beta = \Omega \frac{P_r}{T_r}$$

$$q = \frac{\Psi \alpha(T_r)}{\Omega T_r}$$

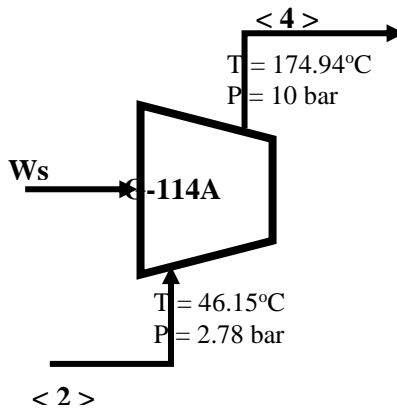
**e. Entalpi Pembentukan Standar**

Dalam perhitungan  $\Delta H$  reaksi juga memerlukan data Entalpi Pembentukan Standar berikut:

**Tabel IV.26** Entalpi Pembentukan Standar pada 298 K

<b>Komponen</b>	<b><math>\Delta H_f</math> (kJ/kmol)</b>
C1 (g)	-74900.08269
C2 (g)	-84738.09355
C3 (g)	-103890.1147
n-C4 (g)	-126190.1393
i-C4 (g)	-134590.1486
n-C5 (g)	-146490.1617
C6+ (g)	-167290.1847
H2O (g)	-241814.267
H2O (l)	-285830
CO2 (g)	-393790.4347
CH3OH (l)	-201290.2222
2-Cyanopyridine (l)	-190119.9911
(CH3)2CO (l)	-164492.3691
2-Picolineamide (l)	-223022.84

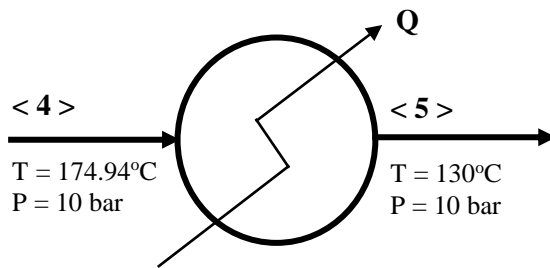
1. *Flue Gas Compressor (G-114A)*



Tabel IV.27 Neraca Energi pada *Flue Gas Compressor (G-114A)*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H2	-521228051.35	H2	-514307129.34
Ws	6920922.01		
<b>Total</b>	<b>-514307129.34</b>	<b>Total</b>	<b>-514307129.34</b>

2. *Flue Gas Compressor Intercooler (E-118)*

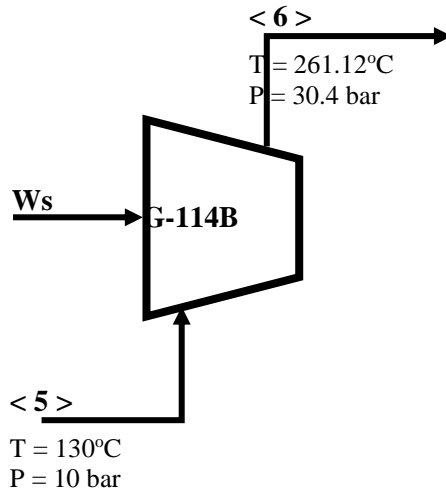


**E-118**

**Tabel IV.28** Neraca Energi pada *Flue Gas Compressor Intercooler (E-118)*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H4	-514307129.34	H5	-516908486.84
Q			2601357.49
<b>Total</b>	<b>-514307129.34</b>	<b>Total</b>	<b>-514307129.34</b>

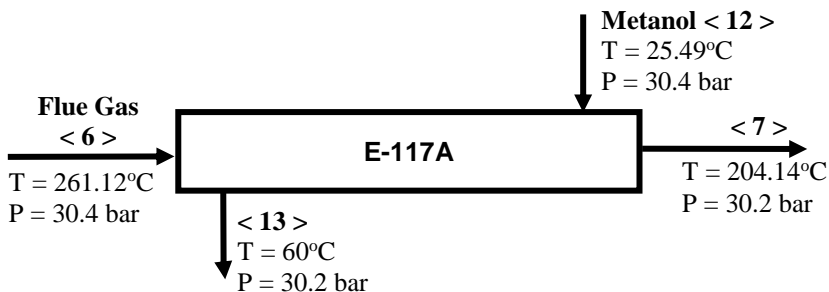
### 3. *Flue Gas Compressor (G-114B)*



**Tabel IV.29** Neraca Energi pada *Flue Gas Compressor (G-114B)*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H5	-516908486.84	H6	-509555725.78
Ws	7352761.05		
<b>Total</b>	<b>-509555725.78</b>	<b>Total</b>	<b>-509555725.78</b>

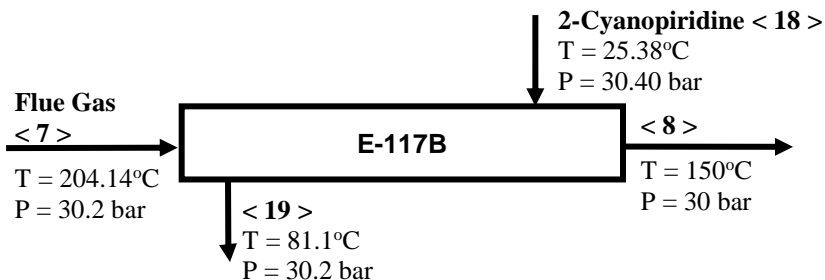
#### 4. Flue Gas Methanol Cross Exchanger (E-117A)



**Tabel IV.30** Neraca Energi pada *Flue Gas Methanol Cross Exchanger (E-117A)*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H6	-509555725.78	H7	-513096689.28
H11	-217549834.24	H12	-214008870.74
<b>Total</b>	<b>-727105560.02</b>	<b>Total</b>	<b>-727105560.02</b>

#### 5. Flue Gas 2-Cyanopiridine Cross Exchanger (E-117B)

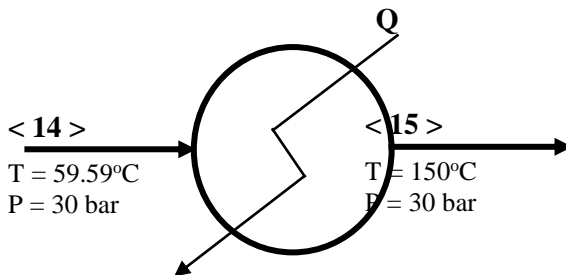




**Tabel IV.31** Neraca Energi pada *Flue Gas 2-Cyanopiridine Cross Exchanger* (E-117B)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H7	-513096689.28	H8	-516413197.04
H18	-122042278.43	H19	-118725770.67
<b>Total</b>	<b>-635138967.71</b>	<b>Total</b>	<b>-635138967.71</b>

**6. Methanol Pre-Heater (E-119A)**

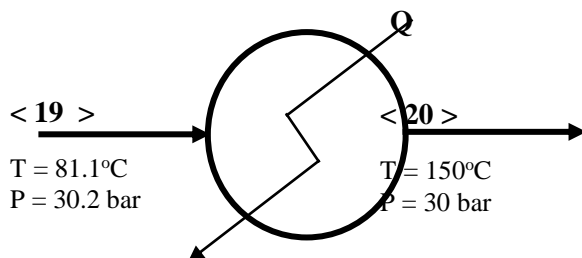


**E-119A**

**Tabel IV.32** Neraca Energi pada *Methanol Pre-Heater* (E-119A)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H14	-227792570.47	H15	-216788854.43
Q	11003716.04		
<b>Total</b>	<b>-216788854.43</b>	<b>Total</b>	<b>-216788854.43</b>

7. *2-Cyanopiridine Pre-Heater (E-119B)*

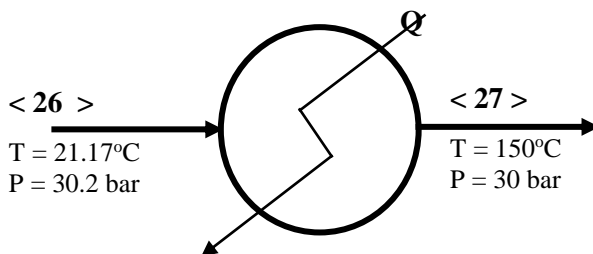


**E-119B**

**Tabel IV.33** Neraca Energi pada *2-Cyanopiridine Pre-Heater (E-119B)*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H19	-118725770.67	H20	-113692812.06
Q	5032958.60		
<b>Total</b>	<b>-113692812.06</b>	<b>Total</b>	<b>-113692812.06</b>

8. *CO<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> Recycle Heater (E-119C)*

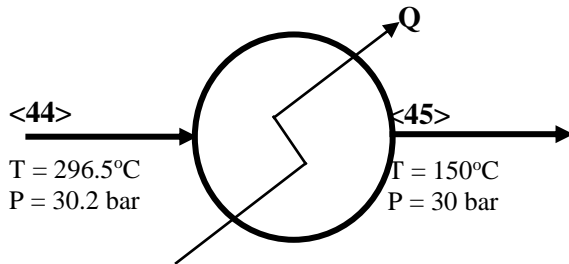


**E-119C**

**Tabel IV.34** Neraca Energi pada  $CO_2$  1<sup>st</sup> Recycle Heater (E-119C)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H26	-53033842.16	H27	-52226488.51
Q	807353.65		
<b>Total</b>	<b>-52226488.51</b>	<b>Total</b>	<b>-52226488.51</b>

**9.  $CO_2$  2<sup>nd</sup> Recycle Cooler (E-119D)**

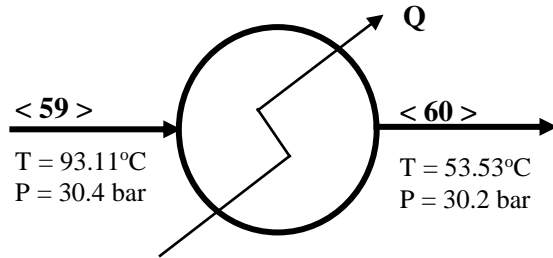


**E-119D**

**Tabel IV.35** Neraca Energi pada  $CO_2$  2<sup>nd</sup> Recycle Cooler (E-119D)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H44	-76362221.48	H45	-77858618.08
Q			1496396.60
<b>Total</b>	<b>-76362221.48</b>	<b>Total</b>	<b>-76362221.48</b>

### 10. Methanol Recycle 2<sup>nd</sup> Cooler (E-119E)

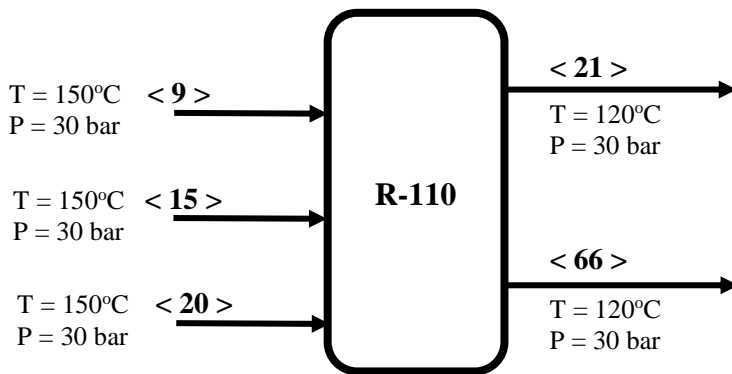


**E-119E**

**Tabel IV.36** Neraca Energi pada *Methanol Recycle 2<sup>nd</sup> Cooler* (E-119 E)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H59	-13537135.55	H60	-13787846.85
Q			250711.30
<b>Total</b>	<b>-13537135.55</b>	<b>Total</b>	<b>-13537135.55</b>

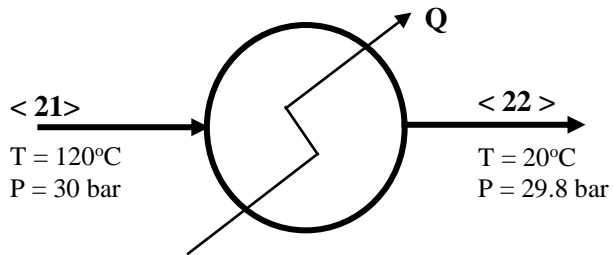
### 11. Reaktor DMC (R-110)



**Tabel IV.37** Neraca Energi pada Reaktor DMC (R-110)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H9	-646502389.93	H21	-409456938.56
H15	-216788854.43	H66	-287179947.71
H20	-113692812.06		
Q	280347170.16		
<b>Total</b>	<b>-696636886.26</b>	<b>Total</b>	<b>-696636886.26</b>

**12. R-110 Top Product Cooler (E-212)**

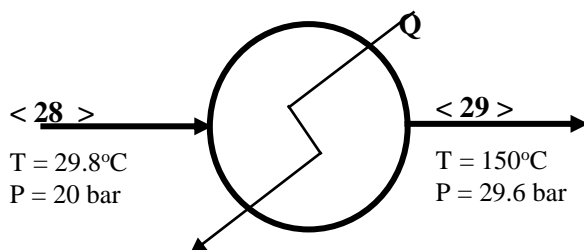


**E-212**

**Tabel IV.38** Neraca Energi pada R-110 Top Product Cooler (E-212)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H21	-409456941.78	H22	-417495804.70
Q			8038862.92
<b>Total</b>	<b>-409456941.78</b>	<b>Total</b>	<b>-409456941.78</b>

**13. H-211 Bottom Product Heater (E-213)**

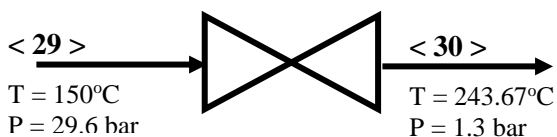


**E-213**

**Tabel IV.39** Neraca Energi pada H-211 Bottom Product Heater (E-213)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H28	-29545268.36	H29	-27888520.52
Q	1656747.83		
<b>Total</b>	<b>-27888520.52</b>	<b>Total</b>	<b>-27888520.52</b>

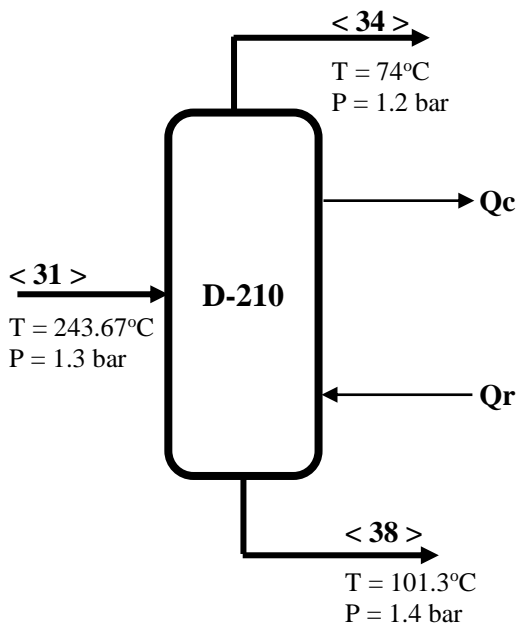
**14. E-213 Expansion Valve (K-216)**



**Tabel IV.40** Neraca Energi pada E-213 Expansion Valve (K-216)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H29	-27888520.52	H30	-27888520.52
<b>Total</b>	<b>-27888520.52</b>	<b>Total</b>	<b>-27888520.52</b>

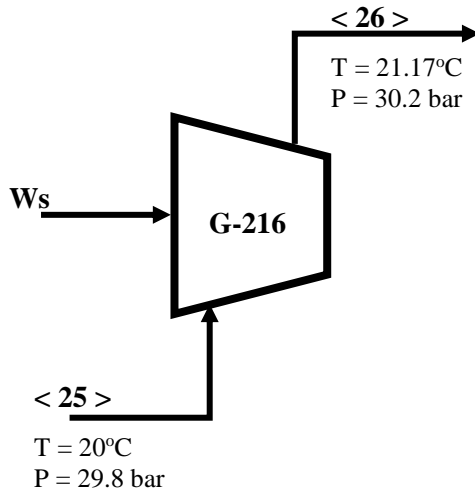
### 15. DMC Distillation Column (D-210)



**Tabel IV.41** Neraca Energi pada *DMC Distillation Column (D-210)*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H31	-161760096.21	H34	-120588204.34
Qr	36056243.22	H38	-50146267.30
		Qc	45028976.00
<b>Total</b>	<b>-125703852.99</b>	<b>Total</b>	<b>-125705495.64</b>

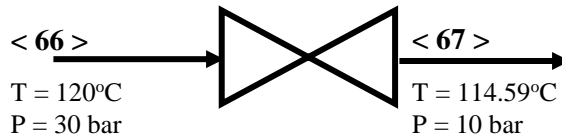
**16. CO<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> Recycle Compressor (G-216)**



**Tabel IV.42** Neraca Energi pada CO<sub>2</sub> 1<sup>st</sup> Recycle Compressor (G-216)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H25	-53038564.41	H26	-53033842.16
Ws	4722.25		
<b>Total</b>	<b>-53033842.16</b>	<b>Total</b>	<b>-53033842.16</b>

**17. E-211A Expansion Valve (K-223A)**

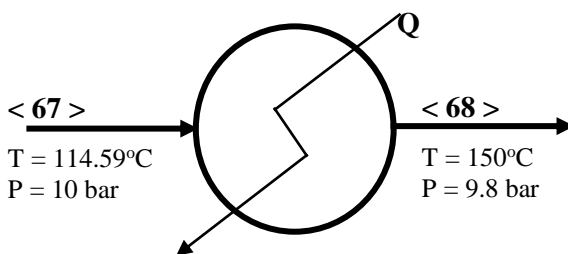




**Tabel IV.43** Neraca Energi pada *E-211A Expansion Valve* (K-223A)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H66	-287179944.49	H67	-287179944.49
<b>Total</b>	<b>-287179944.49</b>	<b>Total</b>	<b>-287179944.49</b>

**18. D-220 1<sup>st</sup> Pre-Heater (E-221A)**

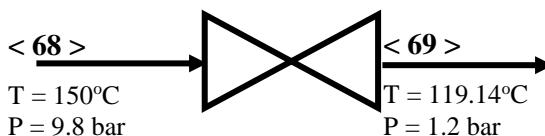


**E-221A**

**Tabel IV.44** Neraca Energi pada *D-220 1<sup>st</sup> Pre-Heater* (E-221A)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H67	-287179944.49	H68	-278248726.08
Q	8931218.41		
<b>Total</b>	<b>-278248726.08</b>	<b>Total</b>	<b>-278248726.08</b>

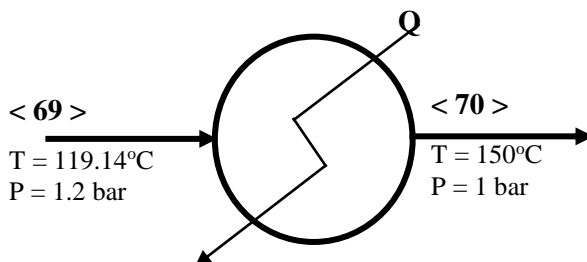
**19. E-211B Expansion Valve (K-223B)**



**Tabel IV.45** Neraca Energi pada E-211B Expansion Valve (K-223B)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H69	-278248726.08	H69	-278248726.08
<b>Total</b>	<b>-278248726.08</b>	<b>Total</b>	<b>-278248726.08</b>

**20. D-220 2<sup>nd</sup> Pre-Heater (E-221B)**

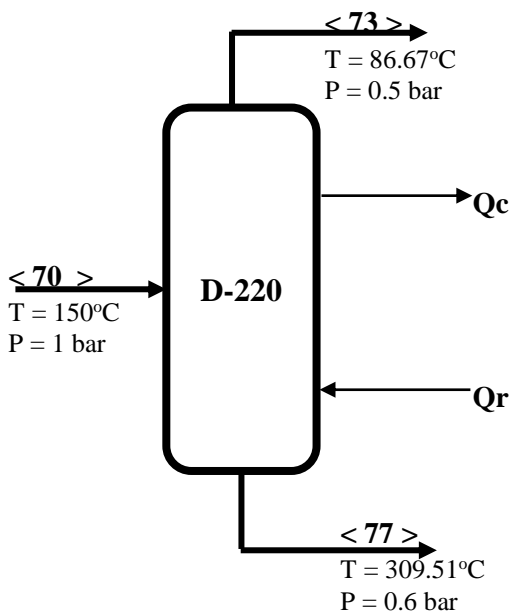


**E-221B**

**Tabel IV.46** Neraca Energi pada D-220 2<sup>nd</sup> Pre-Heater (E-221B)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H69	-278248726.08	H70	-270149145.87
Q	8099580.21		
<b>Total</b>	<b>-270149145.87</b>	<b>Total</b>	<b>-270149145.87</b>

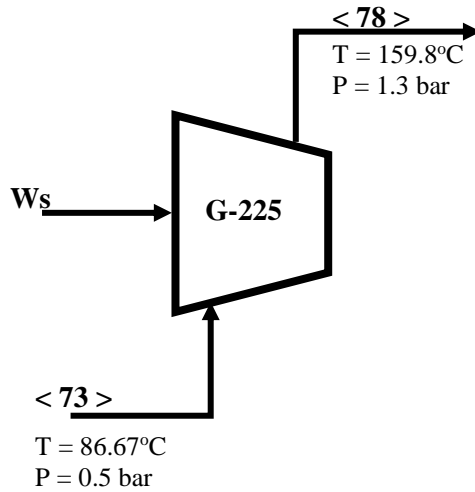
**21. 2-Picolineamide Distillation Column (D-220)**



**Tabel IV.47** Neraca Energi pada 2-Picolineamide Distillation Column (D-220)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H70	-270149145.87	H73	-136320418.10
Qr	178879663.29	H77	-104559832.16
		Qc	149610345.48
<b>Total</b>	<b>-91269482.58</b>	<b>Total</b>	<b>-91269904.78</b>

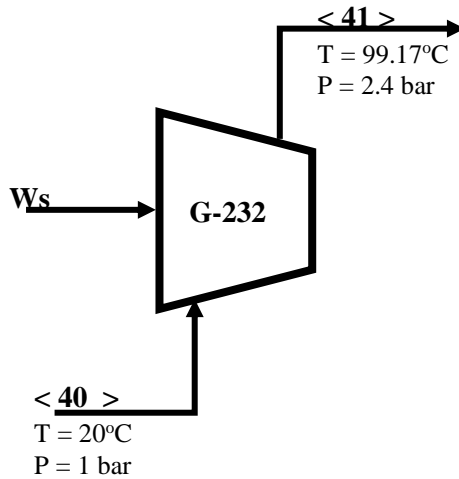
**22. D-220 Top Product Compressor (G-225)**



**Tabel IV.48** Neraca Energi pada D-220 Top Product Compressor (G-225)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H73	-136320418.10	H78	-133871606.48
Ws	2448811.62		
<b>Total</b>	<b>-133871606.48</b>	<b>Total</b>	<b>-133871606.48</b>

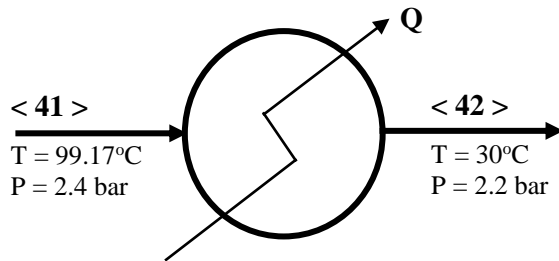
### 23. D-230 Feed Compressor (G-232)



**Tabel IV.49** Neraca Energi pada D-230 Feed Compressor (G-232)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H40	-79535933.76	H41	-78878207.96
$W_s$	657725.80		
<b>Total</b>	<b>-78878207.96</b>	<b>Total</b>	<b>-78878207.96</b>

**24. D-230 Feed Cooler (E-239)**

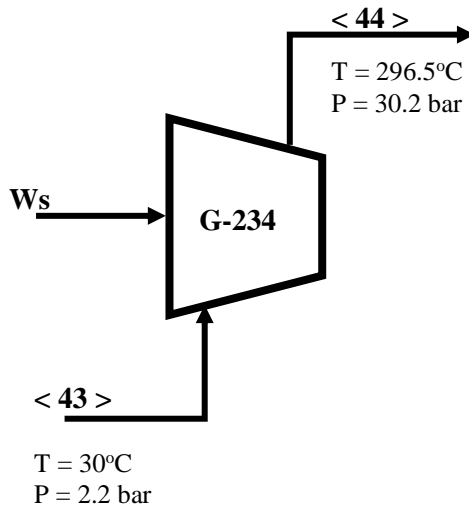


**E-234**

**Tabel IV.50** Neraca Energi pada *D-230 Feed Cooler (E-239)*

<b>Input (kJ/h)</b>		<b>Output (kJ/h)</b>	
H41	-78878207.96	H42	-79613971.83
Q	-735763.87		
<b>Total</b>	<b>-79613971.83</b>	<b>Total</b>	<b>-79613971.83</b>

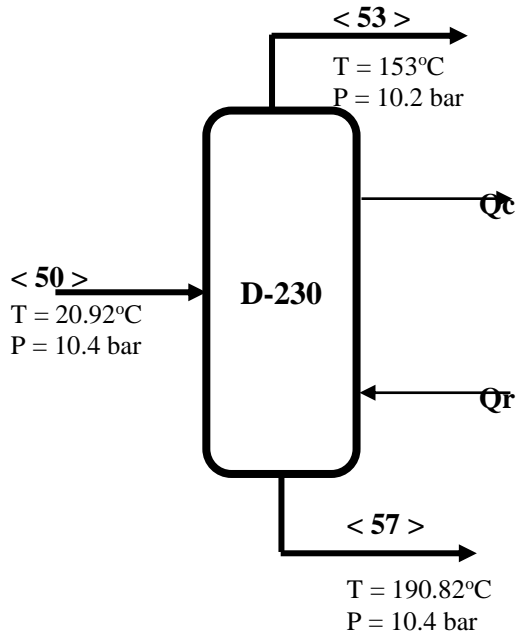
25. CO<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> Recycle Compressor (G-234)



**Tabel IV.51** Neraca Energi pada CO<sub>2</sub> 2<sup>nd</sup> Recycle Compressor (G-234)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H43	-78734015.28	H44	-76362137.17
Ws	2371878.11		
<b>Total</b>	<b>-76362137.17</b>	<b>Total</b>	<b>-76362137.17</b>

**26. Methanol Distillation Column (D-230)**

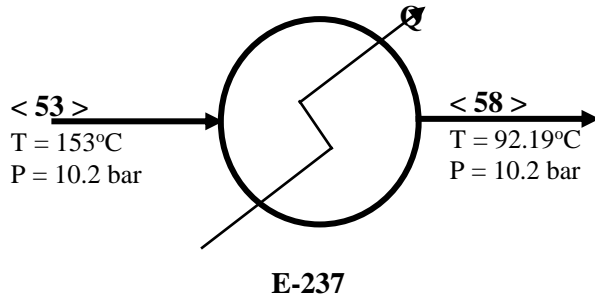


**Tabel IV.52** Neraca Energi pada *Methanol Distillation Column* (D-230)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H50	-51452530.08	H53	-11433365.43
Qr	18801546.82	H57	-34421668.58
		Qc	13201131.31
<b>Total</b>	<b>-32650983.26</b>	<b>Total</b>	<b>-32653902.70</b>



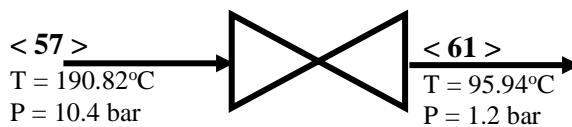
27. *Methanol Recycle 1<sup>st</sup> Cooler (E-237)*



**Tabel IV.53** Neraca Energi pada *Methanol Recycle 1<sup>st</sup> Cooler (E-237)*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H53	-13537120.61	H58	-13787831.63
Q	-250711.03		
<b>Total</b>	<b>-13787831.63</b>	<b>Total</b>	<b>-13787831.63</b>

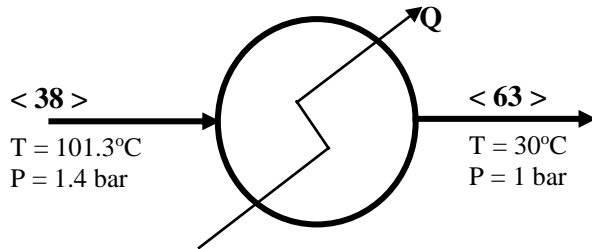
28. *E-311B Expansion Valve (K-238)*



**Tabel IV.54** Neraca Energi pada *E-311B Expansion Valve (K-238)*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H57	-34421641.40	H61	-34421641.40
<b>Total</b>	<b>-34421641.40</b>	<b>Total</b>	<b>-34421641.40</b>

**29. DMC Product 1<sup>st</sup> Cooler (E-311A)**

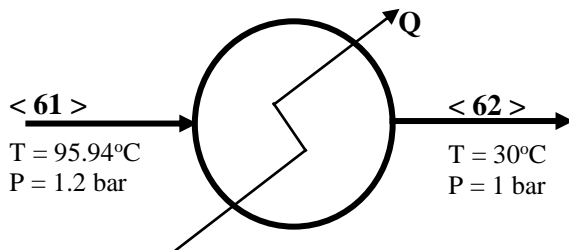


**E-311A**

**Tabel IV.55** Neraca Energi pada DMC Product 1<sup>st</sup> Cooler (E-311A)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H38	-50149692.96	H63	-51429043.41
Q	-1279350.46		
<b>Total</b>	<b>-51429043.41</b>	<b>Total</b>	<b>-51429043.41</b>

**30. DMC Product 2<sup>nd</sup> Cooler (E-311B)**

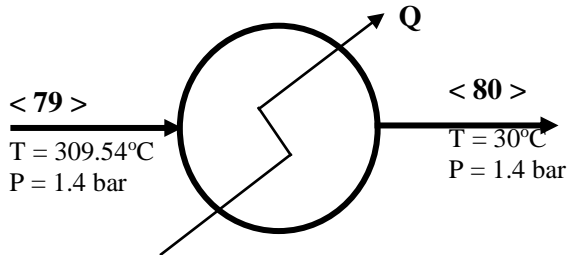


**E-311B**

**Tabel IV.56** Neraca Energi pada DMC *Product 2<sup>nd</sup> Cooler* (E-311B)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H61	-13537120.61	H62	-13787831.63
Q	-250711.03		
<b>Total</b>	<b>-13787831.63</b>	<b>Total</b>	<b>-13787831.63</b>

**31. 2-Picolineamide *Product Cooler* (E-322)**



**E-322**

**Tabel IV.57** Neraca Energi pada 2-*Picolineamide Product Cooler* (E-322)

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H79	-104549665.22	H80	-152049575.95
Q	-47499910.73		
<b>Total</b>	<b>-152049575.95</b>	<b>Total</b>	<b>-152049575.95</b>

**BAB V**  
**HARGA DAN SPESIFIKASI ALAT**

**1. Methanol Feed Storage**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
No Kode	F-112A – F-112D			
Fungsi	Menyimpan <i>Feed</i> Metanol			
Kapasitas	175500	bbl	27902,27	m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>			
Tipe Sambungan	<i>Double Welded Butt Joint</i>			
Bentuk Tangki	Silinder Tegak			
Jenis Tutup Atas	<i>Standard Dished Head</i>			
ID Shell	140	ft	42,67	m
OD Shell	140,33	ft	42,77	m
Tebal Shell	2	in	5,08	cm
Tinggi Shell	64	ft	19,51	m
Tinggi Tutup	10,82	ft	3,30	m
Tebal Tutup	1	in	3,30	m
Tinggi Total	74,82	ft	22,80	m
Jumlah	4			
Harga	Rp	16.596.045.630,00		

**2. 2-Cyanopiridine Feed Storage**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
No Kode	F-113A – F-113D			
Fungsi	Menyimpan <i>Feed Dehydrating Agent</i>			
Kapasitas	128900,00	bbl	20493,46	m <sup>3</sup>

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>			
Tipe Sambungan	<i>Double Welded Butt Joint</i>			
Bentuk Tangki	Silinder Tegak			
Jenis Tutup Atas	<i>Standard Dished Head</i>			
ID Shell	120	ft	36,58	m
OD Shell	120,38	ft	36,69	m
Tebal Shell	2 1/4	in	5,72	cm
Tinggi Shell	64	ft	19,51	m
Tinggi Tutup	10,816	ft	3,30	m
Tebal Tutup	1 1/8	in	2,86	cm
Tinggi Total	74,82	ft	22,80	m
Jumlah	4			
Harga	Rp	24.894.068.445,00		

### 3. DMC Product Storage

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
No Kode	F-310A – F-310D			
Fungsi	Menyimpan Produk DMC			
Kapasitas	78340	bb1	12455,06	m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>			
Tipe Sambungan	<i>Double Welded Butt Joint</i>			
Bentuk Tangki	Silinder Tegak			
Jenis Tutup Atas	<i>Standard Dished Head</i>			
ID Shell	100	ft	30,48	M
OD Shell	100,21	ft	30,54	M

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
Tebal Shell	1 1/4	in	3,18	cm
Tinggi Shell	64	ft	19,51	m
Tinggi Tutup	15,21	ft	4,64	m
Tebal Tutup	7/8	in	2,22	cm
Tinggi Total	116,90	ft	35,63	m
Jumlah	4			
Harga	Rp 30.938.308.155,00			

#### 4. 2-Picolineamide Product Storage

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
No Kode	F-320A – F-320D			
Fungsi	Menyimpan Produk 2-Picolineamide			
Kapasitas	153500	bbl	24404,55	m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>			
Tipe Sambungan	<i>Double Welded Butt Joint</i>			
Bentuk Tangki	Silinder Tegak			
Jenis Tutup Atas	<i>Standard Dished Head</i>			
ID Shell	140	ft	36,58	m
OD Shell	140,31	ft	42,77	m
Tebal Shell	1 7/8	in	4,76	cm
Tinggi Shell	56	ft	19,51	m
Tinggi Tutup	20,28	ft	6,18	m
Tebal Tutup	1/4	in	0,64	cm
Tinggi Total	79,66	ft	24,28	m
Jumlah	4			
Harga	Rp 33.192.091.260,00			

### 5. *Methanol Feed Pump*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	L-115A
Fungsi	Memompa feed Methanol dari storage ke reaktor
Tipe	<i>High Pressure Pump</i>
Kapasitas (kg/jam)	28837,7
Panjang Pipa (m)	
Diameter Pipa (cm)	14,63
Power (hp)	88,19
Efisiensi Pompa	75,00%
Efisiensi Motor	91,00%
Head (m)	570,57
Jumlah	1
Harga	Rp 1.309.581.045,00

### 6. *2-Cyanopiridine Feed Pump*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	L-116
Fungsi	Memompa feed 2-Cyanopiridine dari storage ke reaktor
Tipe	<i>High Pressure Pump</i>
Kapasitas (kg/jam)	52084,695
Panjang Pipa (m)	33,83

Diameter Pipa (cm)	14,63
Power (hp)	95,44
Efisiensi	75,00%
Efisiensi Motor	91,00%
Head (m)	353,95
Jumlah	1
Harga	Rp 1.309.581.045,00

### 7. 2-Picolineamide Product Pump

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-321
Fungsi	Memompa produk 2-picolineamide dari reboiler E-222B ke storage F-320
Tipe	Pompa sentrifugal
Kapasitas (kg/jam)	6108,37938
Panjang Pipa (m)	33,83
Diameter Pipa (cm)	19,37
Power (hp)	2,33
Efisiensi	75,00%
Efisiensi Motor	84,00%
Head (m)	6,55
Jumlah	1
Harga	Rp 81.960.615,00



### 8. DMC Product Pump

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	L-322
Fungsi	Memompa produk DMC dari mixing point reboiler E-214B dan E-235B ke storage F-310
Tipe	Pompa sentrifugal
Kapasitas (kg/jam)	40260,04
Panjang Pipa (m)	39,93
Diameter Pipa (cm)	19,37
Power (hp)	2,17
Efisiensi Pompa	75,00%
Efisiensi Motor	87,00%
Head (m)	9,59
Jumlah	1
Harga	Rp 64.875.510,00

### 9. D-230 Feed Pump

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	L-233A
Fungsi	Memompa <i>top product</i> D-210 dari separator H-213A
Tipe	Pompa sentrifugal
Kapasitas (kg/jam)	19321,04
Panjang Pipa (m)	18,44
Diameter Pipa (cm)	9,72

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Power (hp)	10,62
Efisiensi Pompa	75,00%
Efisiensi Motor	88,00%
Head (m)	97,60
Jumlah	1
Harga	Rp 184.400.820,00

#### **10. D-230 Feed Pump**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	L-233B
Fungsi	Memompa <i>top product</i> D-210 dari separator H-213B
Tipe	Pompa sentrifugal
Kapasitas (kg/jam)	330,27
Panjang Pipa (m)	19,78
Diameter Pipa (cm)	1,39
Power (hp)	1
Efisiensi Pompa	75,00%
Efisiensi Motor	90,00%
Head (m)	86,38
Jumlah	1
Harga	Rp 184.400.820,00

### 11. *Recycle Methanol Pump*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	L-115B
Fungsi	Memompa methanol dari D-230 kembali ke reaktor R-110
Tipe	Pompa sentrifugal
Kapasitas (kg/jam)	2730,15
Panjang Pipa (m)	35,60
Diameter Pipa (cm)	3,81
Power (hp)	3,01
Efisiensi Pompa	75,00%
Efisiensi Motor	91,00%
Head (m)	224,89
Jumlah	1
Harga	Rp 264.643.065,00

### 12. *Methanol Preheater*

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>					
Kode	E-117A					
Fungsi	Memanaskan fresh feed methanol					
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>					
Suhu Masuk	CO <sub>2</sub>	502.01	°F	Metanol	77.89	°F
Suhu Keluar		399.46	°F		140.00	°F
Duty	3292628.22			BTU/jam		

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
LMTD corrected	334.56	°F
Shell	Fluida	Metanol
	Passes	1
	ID	29 in
	Baffle	
	ΔP	0.17 psia
Tube	Fluida	CO <sub>2</sub>
	Passes	2
	Banyak	228
	OD	1 ¼ in
	ID	1 in
	BWG	10
	L	12.00 ft
	Pitch	1 4/7 in (triangular)
ΔP	2.82 psia	
Dirt Factor (Rd)	0.0754	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	11.00	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	64.57	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	894.95	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 978,344,100.00	

### 13. Dehydrating Agent Preheater

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-117B					
Fungsi	Memaskan <i>fresh feed 2-Cyanopiridine</i>					
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>					
Suhu Masuk	CO <sub>2</sub>	399,46	°F	<i>Cyanopiridine</i>	77,68	°F
Suhu Keluar		302,00	°F		177,98	°F
Duty	2822379,31			BTU/jam		
LMTD corrected	212,87			°F		
Shell	Fluida	2-Cyanopiridine				
	Passes	1				
	ID	29		in		
	Baffle					
	ΔP	0,55		psia		
Tube	Fluida	CO <sub>2</sub>				
	Passes	2				
	Banyak	228				
	OD	1 1/4		in		
	ID	1		in		
	BWG	10				
	L	12,00		ft		
	Pitch	1 4/7		in (triangular)		
ΔP	0,57		psia			
Dirt Factor (Rd)	0,0377			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Ud	14,82			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Uc	33.58			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Luas	894,95	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp	978.344.100,00

#### 14. Methanol Heater

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>					
Kode	E-119A					
Fungsi	Meningkatkan suhu feed metanol ke suhu operasi reactor					
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>					
Suhu Masuk	<i>Steam</i>	366,80	°F	Metanol	139,26	°F
Suhu Keluar		365,00	°F		302,00	°F
Duty	9504148,97			BTU/jam		
LMTD corrected	128,95			°F		
Shell	Fluida	Metanol				
	Passes	1				
	ID	29	in			
	Baffle					
	ΔP	0,41	psia			
Tube	Fluida	<i>Steam</i>				
	Passes	2				
	Banyak	692				
	OD	3/4	in			
	ID	2/3	in			
	BWG	18				
	L	12,00	ft			
	Pitch	0,9375	in (triangular)			
ΔP	1,42	psia				

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Dirt Factor (Rd)	0,0032	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	45,21	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	52,77	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	1630,08	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp	1.548.617.580,00

### 15. Dehydrating Agent Heater

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>					
Kode	E-119B					
Fungsi	Meningkatkan suhu feed 2-cyanopiridine ke suhu operasi reaktor					
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	Carbon Steel					
Suhu Masuk	Steam	366,80	°F	Cyanopiridine	177,98	°F
Suhu Keluar		365,00	°F		302,00	°F
Duty	4285015,57			BTU/jam		
LMTD corrected	114,99			°F		
Shell	Fluida	2-Cyanopiridine				
	Passes	1				
	ID	23 1/4	in			
	Baffle					
	ΔP	1,01	psia			
Tube	Fluida	Steam				
	Passes	2				
	Banyak	376				
	OD	3/4	in			

Spesifikasi	Keterangan	
	ID	2/3 in
	BWG	18
	L	12,00 ft
	Pitch	1 in (triangular)
	$\Delta P$	1,42 psia
Dirt Factor (Rd)	0,0038	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	42,07	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	50,01	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	885,71	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp	2.378.308.590,00

### 16. Methanol Recycle 2nd Cooler

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-119E					
Fungsi	Menurunkan suhu aliran <i>recycle</i> metanol sebelum bercampur dengan fresh feed					
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	Carbon Steel					
Suhu Masuk	Methanol	199,59	°F	<i>Cooling Water</i>	86,00	°F
Suhu Keluar		128,35	°F		104,00	°F
Duty	237628,15			BTU/hr		
LMTD corrected	61,87			°F		
Shell	Fluida	Metanol				
	Passes	1				
	ID	10.00			in	



Spesifikasi	Keterangan	
	Baffle	
	$\Delta P$	0.20 psia
Tube	Fluida	<i>Cooling Water</i>
	Passes	2
	Banyak	56
	OD	3/4 in
	ID	1/2 in
	BWG	10
	L	12.00 ft
	Pitch	0.9375 in (triangular)
	$\Delta P$	0.60 psia
Dirt Factor (Rd)	0.0226	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	29.12	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	85.08	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	131.91	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 126,342,450.00	

### 17. CO<sub>2</sub> 2nd Recycle Cooler

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-119D					
Fungsi	Menurunkan suhu <i>recycle</i> kedua CO <sub>2</sub> ke suhu operasi reaktor					
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>					
Suhu Masuk	CO <sub>2</sub>	565.70	°F	<i>Cooling Water</i>	86.00	°F
Suhu Keluar		302.00	°F		104.00	°F

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Duty	1418587.52	BTU/hr
LMTD corrected	322.21	°F
Shell	Fluida	CO <sub>2</sub>
	Passes	1
	ID	23 1/4 in
	Baffle	
	ΔP	1.08 psia
Tube	Fluida	<i>Cooling Water</i>
	Passes	2
	Banyak	136
	OD	1 1/4 in
	ID	1 in
	BWG	10
	L	12.00 ft
	Pitch	1 4/7 in (triangular)
	ΔP	0.15 psia
Dirt Factor (Rd)	0.102	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	8.25	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	51.87	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	533.83	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 631,740,420.00	

### 18. CO2 1st Recycle Heater

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-119C					
Fungsi	Menaikkan suhu <i>recycle</i> pertama CO2 ke suhu operasi reaktor					
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>					
Suhu Masuk	Steam	366.80	°F	CO <sub>2</sub>	70.11	°F
Suhu Keluar		365.11	°F		302.00	°F
Duty	237628.15			BTU/hr		
LMTD corrected	151.40			°F		
Shell	Fluida	Steam				
	Passes	1				
	ID	21 1/4	in			
	Baffle					
	ΔP	0.17	psia			
Tube	Fluida	CO <sub>2</sub>				
	Passes	2				
	Banyak	72				
	OD	1 1/2	in			
	ID	1 1/6	in			
	BWG	8				
	L	12.00	ft			
	Pitch	1 7/8	in (triangular)			
ΔP	1.40	psia				
Dirt Factor (Rd)	0.1896			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Ud	4.63			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Uc	37.80			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Luas	339.12	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 429,000,930.00	

### 19. R-110 Top Product Cooler

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>					
Kode	E-121A					
Fungsi	Menurunkan suhu top produk reaktor R-110 sebelum ke flash tank H-211					
Tipe	2-4 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> (1-2 HE dipasang seri)					
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>					
Suhu Masuk	R-110 Top	248.00	°F	Air	59.00	°F
Suhu Keluar	Prod.	68.00	°F	Dingin	64.58	°F
Duty	3940335.52			BTU/hr		
LMTD corrected	56.19			°F		
Shell	Fluida	R-110 Top Product				
	Passes	2				
	ID	39	in			
	Baffle					
	ΔP	2.82	psia			
Tube	Fluida	<i>Chilled Cooling Water</i>				
	Passes	4				
	Banyak	1176				
	OD	3/4	in			
	ID	2/3	in			

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
	BWG	18
	L	20.00 ft
	Pitch	1.00 in (triangular)
	$\Delta P$	1.26 psia
Dirt Factor (Rd)	0.0437	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	15.19	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	45.12	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	4616.98	ft <sup>2</sup>
Jumlah	2 x (1-2 HE)	
Harga	Rp 4,401,703,350.00	

## 20. D-220 Feed Preheater

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>					
Kode	E-221A					
Fungsi	Menaikkan temperatur feed D-220 (bottom R-110) setelah di flash pada expansion valve K-223A					
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>					
Suhu Masuk	Steam	366.80	°F	R-110 Bottom Prod.	238.26	°F
Suhu Keluar		365.00	°F		302.00	°F
Duty	7127108.43			BTU/hr		
LMTD corrected	92.12			°F		
Shell	Fluida	R-110 Bottom Product				
	Passes	1				
	ID	35	in			

Spesifikasi	Keterangan	
	Baffle	
	$\Delta P$	7.96 psia
Tube	Fluida	<i>Chilled Cooling Water</i>
	Passes	4
	Banyak	1176
	OD	3/4 in
	ID	2/3 in
	BWG	18
	L	20.00 ft
	Pitch	1.00 in (triangular)
	$\Delta P$	1.26 psia
Dirt Factor (Rd)	0.0437	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	15.19	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	45.12	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	4616.98	ft <sup>2</sup>
Jumlah	2 x (1-2 HE)	
Harga	Rp 4,401,703,350.00	

### 21. D-220 Feed Heater

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-221B					
Fungsi	Menaikkan temperatur <i>feed</i> D-220 (bottom R-110) setelah <i>diflash</i> pada <i>expansion valve</i> K-223B					
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>					
Suhu Masuk	Steam	366.80	°F	Outlet E-221A.	246.46	°F
Suhu Keluar		365.00	°F		302.00	°F
Duty	5877748.07			BTU/hr		
LMTD corrected	88.79			°F		
Shell	Fluida	Steam				
	Passes	1				
	ID	39	in			
	Baffle					
	ΔP	0.11	psia			
Tube	Fluida	<i>Outlet E-221A</i>				
	Passes	2				
	Banyak	299				
	OD	1 1/2	in			
	ID	1.4	in			
	BWG	18				
	L	12.00	ft			
	Pitch	1.88	in (triangular)			
ΔP	6.55	psia				
Dirt Factor (Rd)	0.0045			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Ud	47.01			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Uc	59.50			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		

Spesifikasi	Keterangan	
Luas	1048.29	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 1,207,140,840.00	

## 22. D-210 Feed Heater

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-213					
Fungsi	Menaikkan temperatur <i>feed</i> D-210 (bottom H-211)					
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>					
Suhu Masuk	Steam	366.80	°F	H-211	68.00	°F
Suhu Keluar		365.00	°F	Bottom	302.00	°F
Duty	951932.65			BTU/hr		
LMTD corrected	152.00			°F		
Shell	Fluida	H-221 Outlet				
	Passes	1				
	ID	13 1/4	in			
	Baffle					
	ΔP	0.28	psia			
Tube	Fluida	<i>Steam</i>				
	Passes	2				
	Banyak	36				
	OD	1 1/4	in			
	ID	0.982	in			
	BWG	10				
	L	12.00	ft			
	Pitch	1 4/7	in (triangular)			
ΔP	1.46	psia				



<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Dirt Factor (Rd)	0.0074	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	44.32	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	66.07	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	141.31	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 140,004,900.00	

### 23. Reaktor DMC

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Kode	R-110A/B	
Fungsi	Sintesis <i>Dimethyl Carbonat</i>	
Tipe	<i>Trickle Bed Reactor</i>	
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M Tipe 316	
Tipe Pengelasan	Double Welded Butt Joint	
Temperatur Operasi	120	°C
Temperatur Desain	148	°C
Tekanan operasi	30.00	bar
Tekanan Desain	33.00	bar
Konversi	95 %	
Katalis	CeO <sub>2</sub> (kristal)	
Volume Katalis	40.83	m <sup>3</sup>

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Diameter Silinder Dalam	1.77	m
Tinggi Total Reaktor	19.68	m
Tebal silinder	1 1/2	in
Tipe Tutup	<i>Elliptical Dished Head</i>	
Tebal Tutup	1 1/2	in
Diameter Jacket	2.08	m
Tebal Jacket	1/4	in
Jumlah alat	2	
Harga	Rp 148,850,280,000.00	

#### 24. 2-Picolineamide Distillation Column

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Kode	D-220	
Fungsi	Memisahkan 2-picolineamide sebagai bottom product dari DMC, Methanol, dan gas -gas lainnya.	
Tipe	<i>Cross Flow Sieve Tray Column</i>	
Kapasitas	230032.066	lb/hr
Reflux Ratio, R	2.064	
Jumlah Tray	10	
Tray Spacing	24	in
ID Kolom	10	ft
Tebal Dinding Kolom	1/5	in
Tinggi Kolom	15.3	ft
Tinggi Weir, hw	2	in
Panjang Weir, lw	6	ft

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Tinggi Downcomer, hd	1.1662	in
Downcomer Area	6.8958	ft <sup>2</sup>
Liquid Holdup	280.5	ft <sup>3</sup>
Sieve Tray		
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	
Active Area, Aa	50.74	ft <sup>2</sup>
Area untuk Uap, Ac	64.75	ft <sup>2</sup>
Diameter Lubang	0.15	in
Jumlah	1	
Harga	Rp 20,328,880,500.00	

### 25. Kondenser D-220

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>					
Kode	E-222A					
Fungsi	Menurunkan temperatur <i>vapor Top D-220</i>					
Tipe	<i>Partial Condenser (Horizontal) (1-2 HE)</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>					
Suhu Masuk	Vapor Top D-220	529.72	°F	<i>Chilled Cooling Water</i>	59.00	°F
Suhu Keluar		188.01	°F		86.00	°F
Duty	17725401.73			BTU/hr		
LMTD corrected	249.66			°F		
Shell	Fluida	Vapor D-220				
	Passes	1				
	ID	29			in	
	Baffle					
	ΔP	7.54			psia	
Tube	Fluida	<i>Chilled Cooling Water</i>				

Spesifikasi	Keterangan	
	Passes	2
	Banyak	252
	OD	1 1/4 in
	ID	0.982 in
	BWG	10
	L	12.00 ft
	Pitch	1 4/7 in (triangular)
	$\Delta P$	5.82 psia
Dirt Factor (Rd)	0.0032	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	59.82	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	73.74	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	1186.92	ft <sup>2</sup>
Jumlah	8 (Dipasang Paralel)	
Harga	Rp 10,244,471,220.00	

### 26. Reboiler D-220

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-222B					
Fungsi	Menaikkan temperatur liquid bottom D-220					
Tipe	Kettle Reboiler (Natural Reboiler) (1-2 HE)					
Bahan Konstruksi	Carbon Steel					
Suhu Masuk	Superheated Steam	1112.00	°F	<i>Liquid Bottom D-220</i>	589.12	°F
Suhu Keluar		932.00	°F		598.12	°F
Duty	21193145.99			BTU/hr		
LMTD corrected	422.63			°F		

Spesifikasi	Keterangan	
Shell	Fluida	Liquid Bottom D-220
	Passes	1
	ID	39 in
	Baffle	
	$\Delta P$	diabaikan
Tube	Fluida	<i>Superheated Steam</i>
	Passes	2
	Banyak	299
	OD	1 1/2 in
	ID	1.4 in
	BWG	18
	L	12.00 ft
	Pitch	1 7/8 in (triangular)
$\Delta P$	2.76 psia	
Dirt Factor (Rd)	0.019	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	35.61	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	110.20	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	1048.29	ft <sup>2</sup>
Jumlah	8 (Dipasang Paralel)	
Harga	Rp 9,042,457,320.00	

### 27. D-220 Akumulator

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-224	
Fungsi	Menampung liquid hasil kondensasi dari top kolom D-220	
Kapasitas	2041.24	ft <sup>3</sup>
Tekanan Operasi	7.25	psia
Tekanan Desain	12.50	psia
Bahan Konstruksi	SA-283 Grade C	
Diameter	144	in
Panjang	17.23	ft
Tebal Bejana	1/5	in
Tebal Tutup	1/5	in
Harga	Rp 351,730,620.00	

### 28. 2nd DMC Distillation Column

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-230	
Fungsi	Memisahkan DMC sebagai bottom product dari Methanol, dan gas -gas lainnya.	
Tipe	<i>Double Pass Sieve Tray Column</i>	
Kapasitas	42830.42196	lb/hr
Reflux Ratio, R	1.1	
Jumlah Tray	35	
Tray Spacing	22	in
ID Kolom	10	ft

Spesifikasi	Keterangan	
Tebal Dinding Kolom	7/8	in
Tinggi Kolom	63.2	ft
Tinggi Weir, hw	2	in
Panjang Weir. lw	6	ft
Tinggi Downcomer, hd	1.1609	in
Liquid Holdup	279.86	ft <sup>3</sup>
Sieve Tray		
Bahan	Stainless Steel	
Active Area, Aa	50.74	ft <sup>2</sup>
Area untuk Uap, Ac	64.75	ft <sup>2</sup>
Diameter Lubang	0.15	in
Jumlah	1	
Harga	Rp 45,280,570,680.00	

### 29. Condenser D-230

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-235A					
Fungsi	Menurunkan temperatur <i>vapor Top D-230</i>					
Tipe	<i>Partial Condenser (Horizontal) (1-2 HE)</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>					
Suhu Masuk	Vapor Top D-230	320.13	°F	<i>Cooling Water</i>	86.00	°F
Suhu Keluar		307.40	°F		104.00	°F
Duty	1257639.79			BTU/hr		

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
LMTD corrected	215.47	°F
Shell	Fluida	Vapor Top D-230
	Passes	1
	ID	15 1/4 in
	Baffle	
	ΔP	0.40 psia
Tube	Fluida	<i>Cooling Water</i>
	Passes	2
	Banyak	138
	OD	3/4 in
	ID	0.482 in
	BWG	10
	L	12.00 ft
	Pitch	1 in (triangular)
ΔP	5.55 psia	
Dirt Factor (Rd)	0.0318	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	17.95	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	41.88	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	325.07	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 928,835,325.00	

### 30. Reboiler D-230

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	E-235B
Fungsi	Menaikkan temperatur <i>liquid bottom</i> D-230



<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>					
Type	<i>Kettle Reboiler (Natural Reboiler) (1-2 HE)</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>					
Suhu Masuk	Superheated Steam	392.00	°F	<i>Liquid Bottom D-230</i>	357.84	°F
Suhu Keluar		365.00	°F		364.31	°F
Duty	5928710.32			BTU/hr		
LMTD corrected	14.19			°F		
Shell	Fluida	<i>Liquid Bottom D-230</i>				
	Passes	1				
	ID	39			in	
	Baffle					
	ΔP	diabaikan				
Tube	Fluida	<i>Superheated Steam</i>				
	Passes	2				
	Banyak	1330				
	OD	3/4			in	
	ID	0.482			in	
	BWG	10				
	L	20.00			ft	
	Pitch	0.9375			in (triangular)	
	ΔP	1.06			psia	
Dirt Factor (Rd)	0.0081			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Ud	80.03			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Uc	228.80			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Luas	5221.58	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 2,323,785,555.00	

### 31. Akumulator D-230

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Kode	F-236	
Fungsi	Menampung liquid hasil kondensasi dari top kolom D-230	
Kapasitas	3108.8	ft <sup>3</sup>
Tekanan Operasi	147.94	psia
Tekanan Desain	162.84	psia
Bahan Konstruksi	SA-283 Grade C	
Diameter	168	in
Panjang	19.82	ft
Tebal Bejana	1 3/8	in
Tebal Tutup	1 3/8	in
Harga	Rp 346,603,680.00	

### 32. D-210 Top Product Cooler

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>				
Kode	E-214C				
Fungsi	Menurunkan suhu aliran produk atas Kolom Distilasi D-210				
Tipe	<i>2-4 Shell and Tube Heat Exchanger (1-2 HE dipasang seri)</i>				
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>				
Suhu Masuk		320.13	°F	86.00	°F

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>					
Suhu Keluar	D-210 Top Product	307.40	°F	Cooling Water	104.00	°F
Duty	4524300.27			BTU/hr		
LMTD corrected	215.47			°F		
Shell	Fluida	Vapor Top D-230				
	Passes	1				
	ID	37	in			
	Baffle					
	ΔP	0.41	psia			
Tube	Fluida	Cooling Water				
	Passes	2				
	Banyak	1200				
	OD	3/4	in			
	ID	0.532	in			
	BWG	12				
	L	20.00	ft			
	Pitch	1	in (triangular)			
ΔP	1.53	psia				
Dirt Factor (Rd)	0.003			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Ud	25.79			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Uc	27.75			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Luas	4711.20			ft <sup>2</sup>		
Jumlah	2 x (1-2 HE)					
Harga	Rp 3,851,923,545.00					

### 33. Methanol Recycle 1st Cooler

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-237					
Fungsi	Menurunkan suhu aliran recycle methanol yang akan dikembalikan ke reaktor					
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	Carbon Steel					
Suhu Masuk	Methanol	307.40	°F	Cooling Water	86.00	°F
Suhu Keluar		197.95	°F		104.00	°F
Duty	2005039.61			BTU/hr		
LMTD corrected	150.94			°F		
Shell	Fluida	Methanol				
	Passes	1				
	ID	23 1/4	in			
	Baffle					
	ΔP	0.33	psia			
Tube	Fluida	Cooling Water				
	Passes	2				
	Banyak	232				
	OD	1	in			
	ID	0.732	in			
	BWG	10				
	L	12.00	ft			
	Pitch	1 1/4	in (triangular)			
	ΔP	0.32	psia			
Dirt Factor (Rd)	0.0045			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Ud	18.23			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		
Uc	19.85			Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F		

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Luas	728.85	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 657,346,950.00	

### 34. DMC Product 1st Cooler

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>					
Kode	E-311A					
Fungsi	Menurunkan suhu aliran produk DMC					
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>					
Suhu Masuk	DMC	214.35	°F	<i>Cooling Water</i>	86.00	°F
Suhu Keluar		104.00	°F		104.00	°F
Duty	1212589.99			BTU/hr		
LMTD corrected	41.79			°F		
Shell	Fluida	DMC				
	Passes	1				
	ID	27	in			
	Baffle					
	ΔP	0.19	psia			
Tube	Fluida	<i>Cooling Water</i>				
	Passes	2				
	Banyak	334				
	OD	1	in			
	ID	0.732	in			
	BWG	10				
	L	12.00	ft			
	Pitch	1 1/4	in (triangular)			

Spesifikasi	Keterangan	
	$\Delta P$	0.07 psia
Dirt Factor (Rd)	0.0176	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	27.65	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	54.01	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	1049.29	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 940,779,405.00	

### 35. DMC Product 2nd Cooler

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-311B					
Fungsi	Menurunkan suhu aliran produk DMC					
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	Carbon Steel					
Suhu Masuk	DMC	589.17	°F	Air	59.00	°F
Suhu Keluar		104.00	°F	Dingin	68.00	°F
Duty	22510609.07			BTU/hr		
LMTD corrected	41.79			°F		
Shell	Fluida	DMC				
	Passes	1				
	ID	37 in				
	Baffle					
	$\Delta P$	0.09 psia				
Tube	Fluida	Chilled Cooling Water				
	Passes	2				
	Banyak	1200				
	OD	3/4 in				
	ID	0.532 in				

Spesifikasi	Keterangan	
	BWG	12
	L	12.00 ft
	Pitch	0.9375 in (triangular)
	$\Delta P$	9.61 psia
Dirt Factor (Rd)	0.0121	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	41.85	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	84.66	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	2826.72	ft <sup>2</sup>
Jumlah	2 (Dipasang Paralel)	
Harga	Rp 5,026,626,630.00	

### 36. 2-Picolineamide Product Cooler

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-322					
Fungsi	Menurunkan suhu aliran produk 2-Picolineamide					
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>					
Suhu Masuk	2-Picolineamide	204.70	°F	<i>Cooling Water</i>	86.00	°F
Suhu Keluar		104.00	°F		104.00	°F
Duty	789592.47 BTU/hr					
LMTD corrected	39.34 °F					
Shell	Fluida	DMC				
	Passes	1				
	ID	25 in				
	Baffle					
	$\Delta P$	0.13 psia				
Tube	Fluida	<i>Cooling Water</i>				

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
	Passes	2
	Banyak	282
	OD	1 in
	ID	0.732 in
	BWG	10
	L	12.00 ft
	Pitch	1.2500 in (triangular)
	$\Delta P$	0.04 psia
Dirt Factor (Rd)	0.0221	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	22.66	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	45.39	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	885.39	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 814,436,955.00	

### 37. Flue Gas Compressor

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	G-114A
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran feed flue gas
Jumlah Stage	1
Bahan	Carbon Steel



<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kondisi Operasi	Psuction = 277.84 kPa Tsuction = 46.15 °C Pdischarge = 1000.00 kPa Tdischarge = 174.94 °C
Kapasitas (kg/jam)	57956.70
Rasio Kompresi	3.60
Efisiensi	77.94%
Power (Hp)	13.67
Harga	Rp 698,334,300.00

### 38. Flue Gas Compressor

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	G-114B
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran feed flue gas
Jumlah Stage	1
Bahan	Carbon Steel
Kondisi Operasi	Psuction = 1000.00 kPa Tsuction = 46.15 °C Pdischarge = 3040.00 kPa Tdischarge = 174.94 °C
Kapasitas (kg/jam)	57956.70
Rasio Kompresi	3.04
Efisiensi	77.50%
Power (Hp)	43.94

Harga	Rp 698,334,300.00
-------	----------------------

### 39. CO2 1st Recycle Compressor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-216
Type	Kompresor Sentrifugal
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran CO2 1st Recycle
Jumlah Stage	1
Bahan	Carbon Steel
Kondisi Operasi	Psuction = 2980.00 kPa Tsuction = 46.15 °C Pdischarge = 3020.00 kPa Tdischarge = 174.94 °C
Kapasitas (kg/jam)	5943.00
Rasio Kompresi	1.01
Efisiensi	75.04%
Power (Hp)	0.1428
Harga	Rp 647,107,155.00

### 40. D-220 Top Product Compressor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-225
Type	Centrifugal Compressor

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran Kolom Distilasi D-220 Top Product
Jumlah Stage	1
Bahan	Carbon Steel
Kondisi Operasi	$P_{\text{suction}} = 50.00 \text{ kPa}$ $T_{\text{suction}} = 46.15 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $P_{\text{discharge}} = 130.00 \text{ kPa}$ $T_{\text{discharge}} = 174.94 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Kapasitas (kg/jam)	97912.67
Rasio Kompresi	2.60
Efisiensi	76.50%
Power (Hp)	1.13
Harga	Rp 647,107,155.00

#### 41. D-230 Feed Compressor

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	G-216
Type	Kompresor Sentrifugal
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran feed Kolom Distilasi D-220
Jumlah Stage	1
Bahan	Carbon Steel
Kondisi Operasi	Psuction = 100.00 kPa Tsuction = 46.15 °C Pdischarge = 240.00 kPa Tdischarge = 174.94 °C
Kapasitas (kg/jam)	9806.81
Rasio Kompresi	2.40
Efisiensi	77.08%
Power (Hp)	0.5576
Harga	Rp 647,107,155.00

#### 42. CO2 2nd Recycle Compressor

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	G-225
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran Kolom Distilasi D-220 Top Product
Jumlah Stage	2
Bahan	Carbon Steel

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kondisi Operasi	Psuction = 220.00 kPa Tsuction = 46.15 °C Pdischarge = 3020.00 kPa Tdischarge = 174.94 °C
Kapasitas (kg/jam)	9476.53
Rasio Kompresi	13.73
Efisiensi	79.93%
Power (Hp)	4.35
Harga	Rp 647,121,240.00

### 43. DMC 1st Distillation Column

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode	D-210
Fungsi	Memisahkan DMC sebagai bottom product dari Methanol, dan gas -gas lainnya.
Tipe	<i>Cross Flow Sieve Tray Column</i>
Kapasitas	114811.95 lb/hr
Reflux Ratio, R	2.9
Jumlah Tray	12
Tray Spacing	21.7 in
ID Kolom	8 ft
Tebal Dinding Kolom	1/4 in
Tinggi Kolom	12 ft
Tinggi Weir, hw	2 in

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Panjang Weir. lw	4.8	ft
Tinggi Downcomer, hd	0.2076	in
Liquid Holdup	71.19	ft <sup>3</sup>
Sieve Tray		
Bahan	Stainless Steel	
Active Area, Aa	33.88	ft <sup>2</sup>
Area untuk Uap, Ac	45.04	ft <sup>2</sup>
Diameter Lubang	0.15	in
Jumlah	1	
Harga	Rp 21,906,090,630.00	

#### 44. D-210 Condensor

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>					
Kode	E-214 A					
Fungsi	Menurunkan suhu aliran vapor Top D-210					
Tipe	Condensor Horizontal 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	Carbon Steel					
Suhu Masuk	Vapor Top D- 210	191.42	°F	<i>Cooling Water</i>	86.00	°F
Suhu Keluar		165.20	°F		104.00	°F

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Duty	304752.26	BTU/hr
LMTD corrected	83.19	°F
Shell	Fluida	Vapor Top D-210
	Passes	1
	ID	15 1/4 in
	Baffle	
	ΔP	0.70 psia
Tube	Fluida	<i>Cooling Water</i>
	Passes	2
	Banyak	160
	OD	3/4 in
	ID	0.482 in
	BWG	10
	L	12.00 ft
	Pitch	0.9375 in (triangular)
ΔP	0.31 psia	
Dirt Factor (Rd)	0.0786	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	9.72	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	41.21	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas	376.90	ft <sup>2</sup>
Jumlah	1	
Harga	Rp 380,759,805.00	

### 45. D-210 Reboiler

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-214 B					
Fungsi	Menaikkan suhu aliran liquid bottom D-210					
Tipe	Kettle Reboiler (Natural Reboiler) (1-2 HE)					
Bahan Konstruksi	Carbon Steel					
Suhu Masuk	Vapor Top D-210	191.42	°F	Cooling Water	86.00	°F
Suhu Keluar		165.20	°F		104.00	°F
Duty	304752.26 BTU/hr					
LMTD corrected	83.19 °F					
Shell	Fluida	Vapor Top D-210				
	Passes	1				
	ID	15 1/4 in				
	Baffle					
	ΔP	0.70 psia				
Tube	Fluida	Cooling Water				
	Passes	2				
	Banyak	160				
	OD	3/4 in				
	ID	0.482 in				
	BWG	10				
	L	12.00 ft				
	Pitch	0.9375 in (triangular)				
ΔP	0.31 psia					
Dirt Factor (Rd)	0.0786 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F					
Ud	9.72 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F					
Uc	41.21 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F					
Luas	376.90 ft <sup>2</sup>					
Jumlah	1					
Harga	Rp 1,695,453,705.00					



#### 46. Flue Gas Separator

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-111			
Fungsi	Memisahkan fase gas dan liquid pada Flue Gas			
Kapasitas	2497.506538	ft <sup>3</sup>	70.7215	m <sup>3</sup>
Bahan Kontrusi	Carbon Steel SA-299			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	5.3733	ft	1.6378	m
Diameter Tangki	2.3430	ft	0.7141	m
Jenis Tutup Kiri	Standar Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standar Dished Head			
Panjang Tutup Kiri	0.3960	ft	0.1207	m
Panjang Tutup Kanan	0.3960	ft	0.1207	m
Tebal Tutup	0.20	in	0.0052	M
Tebal Shell	0.25	in	0.0064	M
ID Shell	28.1158	in	0.7141	M
OD Shell	30	in	0.7620	M
Harga	Rp 169,034,085.00			

### 47. R-110 Top Product Separator

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-211			
Fungsi	Memisahkan fase gas dan liquid pada produk atas reaktor R-110			
Kapasitas	2148.9848	ft <sup>3</sup>	60.8525	m <sup>3</sup>
Bahan Kontrusi	Carbon Steel SA-299			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	13.7522	ft	4.1917	m
Diameter Tangki	5.5	ft	1.6764	m
Jenis Tutup Kiri	Standar Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standar Dished Head			
Panjang Tutup Kiri	0.342404622	ft	0.1044	m
Panjang Tutup Kanan	0.342404622	ft	0.1044	m
Tebal Tutup	0.80	in	0.0203	m
Tebal Shell	0.625	in	0.0159	m
ID Shell	66	in	1.6764	m
OD Shell	26	in	0.6604	m
Harga	Rp 317,574,495.00			

#### 48. D-210 Top Product 1st Separator

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>			
No. Kode	H-231A			
Fungsi	Memisahkan fase gas dan liquid pada produk atas reaktor R-110			
Kapasitas	1068.7656	ft <sup>3</sup>	30.2641	m <sup>3</sup>
Bahan Kontrusi	Carbon Steel SA-299			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Horizontal Separator			
Tinggi Tangki	18.9818	ft	5.7857	m
Diameter Tangki	5.500	ft	1.6764	m
Jenis Tutup Kiri	Standar Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standar Dished Head			
Panjang Tutup Kiri	0.9295	ft	0.2833	m
Panjang Tutup Kanan	0.9295	ft	0.2833	m
Tebal Tutup	0.25	in	0.0064	m
Tebal Shell	0.25	in	0.0064	m
ID Shell	66	in	1.6764	m
OD Shell	72	in	1.8288	m
Harga	Rp			90,496,125.00

#### 49. D-210 Top Product 2nd Separator

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-231B			
Fungsi	Memisahkan fase gas dan liquid pada produk atas reaktor R-110			
Kapasitas	410.7702	ft <sup>3</sup>	11.6317	m <sup>3</sup>
Bahan Kontruksi	Carbon Steel SA-299			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	9.9083	ft	3.0200	m
Diameter Tangki	5.5	ft	1.6764	m
Jenis Tutup Kiri	<i>Standard Dished Head</i>			
Jenis Tutup Kanan	<i>Standard Dished Head</i>			
Panjang Tutup Kiri	0.154357768	ft	0.0470	m
Panjang Tutup Kanan	0.154357768	ft	0.0470	m
Tebal Tutup	0.15	in	0.0038	m
Tebal Shell	0.1875	in	0.0048	m
ID Shell	66	in	1.6764	m
OD Shell	12	in	0.3048	m
Harga	Rp 317,574,495.00			

### 50. Akumulator D-210

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>	
Kode	F-215	
Fungsi	Menampung aliran distilat dan memisahkan sebagai produk serta reflux	
Kapasitas	625.67	ft <sup>3</sup>
Tekanan Operasi	17.4	psia
Tekanan Desain	19.14	psia
Diameter	72	in
Panjang	24.44	ft
Tebal Bejana	1 1/2	in
Tebal Tutup	1 1/2	in
Harga	Rp 351,730,620.00	

## **BAB VI**

### **ANALISIS EKONOMI**

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter kelayakan pendirian suatu pabrik. Dalam menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain IRR (*Internal Rate of Return*), POT (*Pay Out Time*), dan BEP (*Break Even Point*).

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

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

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik DMC dari gas buang CO<sub>2</sub> adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal tersebut ditentukan karena beberapa pertimbangan sebagai berikut.

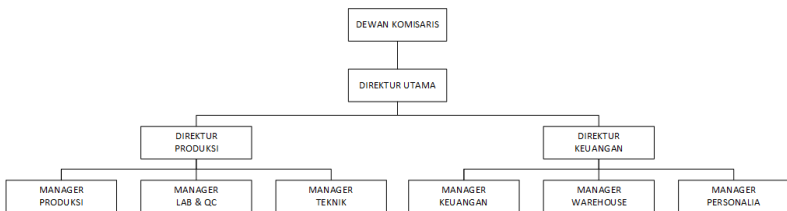
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh, yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga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

##### **VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik DMC ini adalah garis dan staf yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem tersebut adalah sebagai berikut.

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus-menerus

- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur.



**Gambar VI.1** Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi tersebut adalah

### **1. Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham pula yang merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung dan terbatas sesuai dengan besarnya saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi milik pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan modal paling sedikit 1 tahun. Kekuasaan tertinggi terletak ditangan pemegang saham dan merekalah yang memilih serta menentukan direktur.

### **2. Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada

dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham yang memiliki saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas Dewan Komisaris:

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

### **3. Direktur Utama**

Direktur Utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi serta penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas Direktur Utama adalah sebagai berikut.

- 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



#### 4. Direktur Produksi

Direktur produksi yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan. Dalam hal tersebut, Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi dan Manager Quality yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

##### Tugas Direktur Produksi:

- Membantu direktur 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 mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

##### Tugas Manager Produksi:

- Bagian produksi bertugas mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian produksi yang terdiri dari supervisor, foreman dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

##### Tugas Manager Laboratorium & Quality Control (QC)

- Bagian Lab & QC bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas 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.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian Lab & QC.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Manager Teknik:

- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- Membantu dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik
- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian teknik.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

## **5. Direktur Keuangan dan Umum**

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan administrasi perusahaan. Dalam hal tersebut Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan, Manager Personalia, dan Manager Warehouse yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Keuangan:

- Membantu direktur 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.

Tugas Manager Keuangan:

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak, dan pembukuan perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan.

Tugas Manager Warehouse:

- Bagian tersebut bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian.
- Bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau serta mendapatkan keuntungan yang optimum.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan

Tugas Manager Personalia:

- Bagian ini bertugas di bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan.
- Memberikan bantuan kepada Direktur dalam masalah-masalah kepegawaian antara lain penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.

### VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi DMC dari gas buang CO<sub>2</sub> diuraikan sebagai berikut.

**Tabel VI-1** Daftar Kebutuhan Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah
		karyawan
1	Dewan Komisaris	4
2	Direktur Utama	1
3.	Direktur Produksi & Keuangan	2
4	Sekretaris	3
4	Kepala Divisi (bagian)	9
5	Manager	6
6	Supervisor	30
7	Kepala Regu (S-1)	40
8	Operator	
	a.Lulusan D-3	80
	b.Lulusan SMU	100
9	Dokter	5
11	Perawat	6
12	Sekuriti	30
13	Office Boy	25
14	Karyawan Kebersihan	40
15	Supir	10
Total		390

Pabrik DMC dari gas buang CO<sub>2</sub> menggunakan basis 300 hari kerja pertahun dengan waktu 24 jam kerja per hari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan sistem shift karyawan. *Shift* direncanakan

dilakukan tiga kali sehari setiap 8 jam. Distribusinya diatur sebagai berikut

Shift I : 07.00 - 15.00  
 Shift II : 15.00 - 23.00  
 Shift III: 23.00 – 07.00

Penggantian *shift* dilakukan sesuai aturan International *Labour Organization* yaitu sistem *metropolitan rota* atau biasa disebut 2-2-2 (dalam 1 minggu dilakukan 2 hari *shift* malam, 2 hari *shift* pagi, 2 hari *shift* siang, 1 hari libur), sehingga untuk 3 *shift* dibutuhkan 4 regu dengan 1 regu libur. Sistem ini dapat ditabelkan sebagai berikut:

**Tabel VI-2** Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2

Hari	1	2	3	4	5	6	7
Shift							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D
III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

Untuk pekerja non-shift pembagian jam kerja dilakukan sebagai berikut:

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00  
 Istirahat : 12.00 – 13.00  
 Jumat : 08.00 – 16.30  
 Istirahat : 11.30 – 13.00

## VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik DMC ini meliputi :

1. Air  
Berfungsi sebagai sanitasi, air umpan boiler dan air pendingin.
2. Steam  
Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas.
3. Listrik  
Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.
4. Udara Instrumen  
Digunakan sebagai penggerak *valve* mekanik untuk mengendalikan proses.

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik di atas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu:

#### **VI.2.1 Unit Pengolahan Air**

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

##### 1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

- a. Syarat Fisik
  - Suhu di bawah suhu udara
  - Tidak berwarna
  - Tidak berasa
  - Tidak berbau
  - Kekeruhan  $\text{SiO}_2$  tidak lebih dari 1 mg / liter
- b. Syarat Kimia
  - pH = 6,5 - 8,5

- Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO<sub>4</sub>, Hg, Cu dan sebagainya
- c. Syarat Biologis
- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen

## 2. Air Umpan Boiler

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Air untuk keperluan umpan *boiler* harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak boiler, antara lain:

- Tidak boleh membuih
- Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler
- Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Untuk memenuhi syarat tersebut guna mencegah kerusakan pada boiler, maka sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu melalui

- a. Demineralizer, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- b. Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

## 3. Air Pendingin

Penyediaan air pendingin bertujuan untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi transfer panas, dimana air digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut.

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relative murah
- Tidak mudah mengembang dan menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dioperasikan
- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung

- a. Hardness : dapat memberikan efek pada pembentukan kerak
- b. Besi : dapat menyebabkan korosi
- c. Silika : dapat menyebabkan kerak
- d. Minyak : dapat menyebabkan turunnya *heat transfer*

### **VI.2.2 Unit Penyediaan Steam**

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari *boiler*. Kebutuhan steam digunakan sebagai penukar panas dan untuk keperluan proses. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit *steam* yaitu *boiler*. *Steam* diproduksi dengan mengumpankan air pada boiler yang kemudian diapakan sehingga air umpan boiler berubah fase menjadi saturated steam. Pada DMC dari gas buang CO<sub>2</sub> diproduksi jenis *steam Medium Pressure Saturated Steam* (186 °C, 11.4 bar) dan *Low Pressure Superheated Steam* (600 °C, 7.5 bar).

### **VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik**

Listrik pada pabrik DMC dari gas buang CO<sub>2</sub> digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik proses dan operasional non-proses dari pabrik ini. Pada *plant* tersebut direncanakan semua keperluan listrik dapat disuplai sendiri untuk mengurangi ketergantungan pada suplai listrik PLN dan untuk mengurangi resiko kekurangan suplai listrik dari PLN yang menyebabkan terhambatnya proses industri. Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik DMC ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik untuk proses produksi dan untuk penerangan pabrik dan kantor.



### **VI.3 Analisa Ekonomi**

#### **VI.3.1 Asumsi Perhitungan**

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik DMC dari gas buang CO<sub>2</sub> digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut.

- Modal kerja sebesar 6 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi;
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 4% setiap tahun;
- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan penolong, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 4 % setiap tahun
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 20 % dan pinjaman bank sebesar 80% dengan suku bunga sebesar 12,5 % per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 10 tahun
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara *straight line*.

#### **VI.3.2 Analisa Keuangan**

Analisa keuangan yang digunakan pada pabrik DMC ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik DMC terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas /kinerja keuangan.

#### **VI.3.3 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*)**

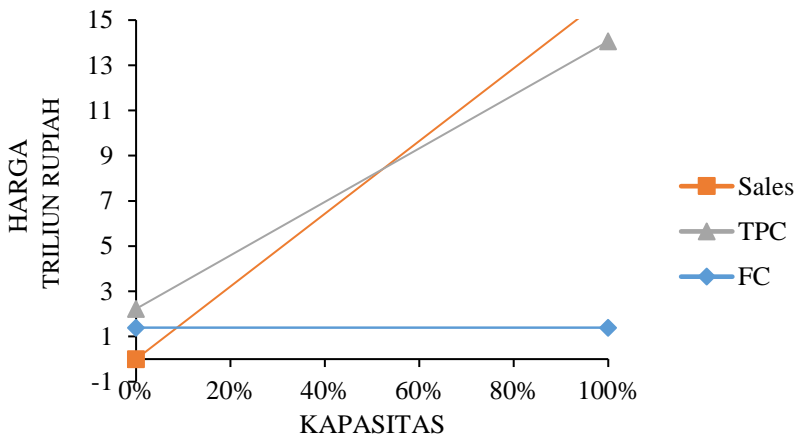
Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendix D didapatkan harga  $i = 33.69\%$ . IRR yang diperoleh lebih besar dari bunga pinjaman yaitu 12.5% per tahun. Dengan IRR = 33.69% yang didapat dari hasil perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 12.5% per tahun.

### VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendix D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 3.29 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 20 tahun.

### VI.3.3 Analisa Titik Impas (*Break Even Point/BEP*)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendix D dimana produksi total sama dengan hasil penjualan didapatkan nilai Break Even Point sebesar 52.31%. Grafik BEP dapat dilihat pada Gambar VI.2



**Gambar VI.2** Grafik BEP Pabrik DMC dari Gas Buang CO<sub>2</sub>

Detail perhitungan lainnya dapat dilihat pada appendix D. Dari parameter analisa ekonomi tersebut menunjukkan bahwa pabrik DMC dari gas buang CO<sub>2</sub> ini layak untuk didirikan. Ringkasan analisa ekonomi dari pabrik DMC dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

**Tabel VI-3** Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi  
Pabrik DMC

<b>No</b>	<b>Keterangan</b>	<b>Unit</b>	<b>Jumlah</b>
<b>1</b>	<b><i>Total Capital Investment</i></b>	<b>Rp</b>	<b>3.82 Triliun</b>
2	Bunga Bank	% / tahun	12.5
<b>3</b>	<b>IRR</b>	<b>%</b>	<b>33.69</b>
<b>4</b>	<b>POT</b>	<b>tahun</b>	<b>3.29</b>
<b>5</b>	<b>BEP</b>	<b>%</b>	<b>52.31</b>
6	Harga Methanol	US\$/ton	700
7	Harga 2-Cyanopiridine	US\$/ton	1200
8	Harga Katalis CeO <sub>2</sub>	US\$/ton	3500
<b>9</b>	<b>Harga Bahan Baku</b>	<b>Rp/tahun</b>	<b>8.39 Triliun</b>
10	Harga Jual DMC	US\$/ton	2000
11	Harga Jual 2-Picolineamide	US\$/ton	1000
<b>12</b>	<b>Total Penjualan</b>	<b>Rp/Tahun</b>	<b>13.45 Triliun</b>
13	Lama konstruksi	tahun	2
14	Hari operasi per tahun	hari/tahun	300

## **BAB VII KESIMPULAN**

### **VII.1 Diskusi**

Untuk mengetahui kelayakan dari hasil Pra Desain Pabrik DMC dari Gas Buang CO<sub>2</sub> Industri Pencairan Gas Alam tersebut perlu dilakukan evaluasi terhadap semua rencana dan rancangan secara menyeluruh, yaitu meliputi tinjauan teknis dan ekonomis sebagai berikut.

#### **VII.1.1 Tinjauan Secara Teknis**

Produksi DMC dari gas buang CO<sub>2</sub> tersebut menggunakan cara *direct synthesis* gas CO<sub>2</sub> yang dialirkan langsung dari *vent stack* amine regenerator PT Badak NGL. Proses ini berlangsung dengan mereaksikan gas CO<sub>2</sub> dan methanol yang diperoleh dari PT KMI dan menggunakan dehydrating agent berupa 2-Cyanopiridine untuk memperbesar yield produk DMC sendiri. Reaktor yang digunakan dalam proses *direct synthesis* ini adalah *trickle bed reactor* dengan katalis *cerium oxide* (CeO<sub>2</sub>). Bahan baku yang digunakan merupakan limbah dari PT Badak NGL sehingga dengan berdirinya pabrik ini mendukung upaya pemerintah dalam mengurangi pencemaran udara dan memperbesar pendapatan negara.

#### **VII.1.2 Tinjauan Secara Ekonomis**

Berdasarkan uraian proses pada bab-bab sebelumnya, dapat disimpulkan sebagai berikut.

1. Perencanaan operasi : 24 jam/hari selama 300 hari
2. Kapasitas pabrik : 58481,08 kg/jam gas CO<sub>2</sub>
3. Hasil produksi
  - DMC : 40260 kg/tahun 99,96% massa
  - 2-Picolinemaide : 61085 kg/tahun 100% massa
4. Lokasi Pabrik : Bontang, Kalimantan Timur
5. Umur pabrik : 20 tahun
6. Masa konstruksi : 2 tahun

7. Analisa ekonomi
- a. Permodalan
    - Modal tetap (FCI) : Rp. 6,29 Triliun
    - Modal kerja (WCI) : Rp. 1,14 Triliun
    - Biaya produksi/tahun : Rp. 13,68 Triliun
  - b. Penerimaan
    - Hasil penjualan/tahun :Rp 13,45 Triliun
  - c. Bunga bank : 12,5% pertahun
    - Laju inflasi : 4% pertahun
    - IRR : 33,69%
    - Pay out time* : 3,29 tahun
    - Break even point* : 52,31%

## VII.2 Kesimpulan

Berdasarkan uraian di atas mengenai segi teknis dan ekonomis, pabrik tersebut sudah memenuhi syarat untuk dilanjutkan ke tingkat perencanaan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Abdalla, A., & Liu, D. (2018). *Dimethyl Carbonate as a Promising Oxygenated Fuel for Combustion*. Nanjing, China: Energies-MDPI.
- Anugraha, R. (2019). *Pembengembangan Aplikasi Dimethyl Carbonate dan Diethyl Carbonate Sebagai Zat Aditif Gasoline Yang Ramah Lingkungan*. Surabaya, Jawa Timur.
- BPS. (2018). *Penduduk Berumur 15 Tahun Ke Atas Menurut Provinsi dan Jenis Kegiatan Selama Seminggu yang Lalu, Agustus*. Jakarta.
- Brownell, L., & Young, E. (1959). *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.
- Chauvy, R., Meunier, N., Thomas, D., & Weireld, G. D. (2019). *Selecting emerging CO<sub>2</sub> utilization for short- to mid-term deployment*. Berlgium: Elsevier.
- Delledonne, D., Rivetti, F., & Ramano, U. (2011). *Developments in the production and application of dimethylcarbonate*. Elsevier Science B.V. All rights reserved.
- DNPI. (2010). *Kurva Pembiayaan Pengurangan Gas Rumah Kaca Indonesia*.
- Fang, S., & Fujimoto, K. (1996). *Direct synthesis of dimethyl carbonate from carbon dioxide and methanol catalyzed by base*. Tokyo, Japan: Elsivier.
- Fogler. (1999). *Element of Chemical Reaction Engineering*. New Delhi: Prentice-Hall of India.

Honda, M., Tamura, M., Nakagawa, Y., Sonehara, S., & Suzuki, K. (2013). *Ceria-Catalyzed Conversion of Carbon Dioxide into Dimethyl Carbonate with 2-Cyanopyridine*. Japan: CHEMSUSCHEM Communications.

<http://www.matche.com>. (n.d.).

Kern, D. (1965). *Process Heat Transfer*. Tokyo: International Edition, McGraw-Hill Book.

Kusnarjo. (2010). *Desain Alat Perpindahan Panas*.

Kusnarjo. (2010). *Desain Bejana Bertekanan*.

Ludwig, E. (1947). *Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Texas: Gull Publishing Houston.

McCabe, W., & Smith, J. (1985). *Unit Operation of Chemical Engineering*. Singapore: McGraw-Hill International Book Company.

Pacheco, M., & Marshall, C. (1997). *Review of Dimethyl Carbonate (DMC) Manufacture and Its Characteristics as a Fuel Additive*. 150 West Warrenville Road, Naperville, Illinois 60566-7011: Amoco Research Center.

Satterfield, C. (1975). *Trickle-Bed Reactors*. Cambridge, Massachusetts: Department of Chemical Engineering Massachusetts Institute of Technology.

Silla, H. (2003). *Chemical Process Engineering Design and Economics*. New York: Marcel Dekker, Inc.

Smith, R. (1955). *Chemical Process Design*. Singapore: McGraw Hill International Book Company.

Smith, V. N. (1967). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. Singapore: McGraw Hill Inc.

Tamboli, A., Chaugule, A., & Hern, K. (2017). *Catalytic Developments in The Direct Dimethyl Carbonate Synthesis From Carbon Dioxide and Methanol*. Myongji University, Yongin Gyenggi-do Korea: Elsevier.



## RIWAYAT HIDUP PENULIS



**Mayasti Suraira**, akrab dipanggil Mayasti, lahir di Balikpapan, 26 Mei 1996. Merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Penulis menempuh pendidikan formal yang dimulai dari SDN 003 Balikpapan Tengah (2002-2008) dilanjutkan dengan SMPN 1 Balikpapan (2008-2011), lalu dilanjutkan di SMAN 1 Balikpapan (2011-2014). Penulis melanjutkan pendidikan jenjang perguruan tinggi D3 di Teknik Mesin Politeknik Negeri Jakarta lalu menerima beasiswa dari PT Badak NGL sebagai mahasiswa LNG Academy untuk konsensterasi Pengolahan Gas (2014-2017), dan menempuh pendidikan jenjang perguruan tinggi S1 di Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis telah menyelesaikan tugas akhir pra desain pabrik dan tugas penelitian di laboratorium penelitian Termodinamika bersama partner dan di bawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng dan Rizky Tetrysyanda S.T.,M.T. Tugas akhir pra desain pabrik yang telah diselesaikan oleh penulis berjudul “Pemanfaatan Gas Buang CO<sub>2</sub> dari Industri Gas Alam Cair (LNG) sebagai Bahan Baku Pembuatan *Dimethyl Carbonate* (DMC)” dan tugas penelitian berjudul “Keseimbangan Uap – Cair Isobarik Sistem Biner Etanol (1) + Gliserol (2) Dan 2 – Propanol (1) + Gliserol (2) Pada Berbagai Tekanan Vakum”

E-mail: [mayasti.suraira@gmail.com](mailto:mayasti.suraira@gmail.com)

## RIWAYAT HIDUP PENULIS



**PUJI ANDINI** lahir di Karawang pada tanggal 13 Agustus 1996, merupakan anak terakhir dari tiga bersaudara. Penulis menempuh Pendidikan formal sejak tahun 2002 di SDN Lemahabang 1, SMPN 1 Telagasari, SMAN 1 Karawang dan D-III Teknik Kimia Politeknik Negeri Bandung.

Saat ini penulis sedang menempuh Pendidikan formal di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya sejak tahun 2018. Penulis melaksanakan kerja praktik di PT Pertamina (Persero) RU IV Cilacap. Tugas akhir merupakan syarat kelulusan jenjang S-1 yang ditempuh penulis di Laboratorium Termodinamika yang terdiri dari tugas pra desain pabrik yang berjudul “Pemanfaatan Gas Buang CO<sub>2</sub> dari Industri Gas Alam Cair (LNG) sebagai Bahan Baku Pembuatan *Dimethyl Carbonate* (DMC)” dan tugas penelitian yang berjudul “Keseimbangan Uap-Cair Sistem Biner Isobarik Etanol (1) + Gliserol (2) dan 2-Propanol (1) + Gliserol (2) Pada Berbagai Tekanan Vakum” di bawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng dan Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T. Penulis berhasil menyelesaikan pendidikan tingginya pada tahun 2020.

email: [puji.andini23@gmail.com](mailto:puji.andini23@gmail.com) .

