

**PRARANCANGAN PABRIK N-BUTIRALDEHID DARI
PROPILEN, HIDROGEN DAN KARBONMONOKSIDA
DENGAN KATALIS RHODIUM- TRIPHENYLPHOSPHINE
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

(Tugas Khusus *Distillation Column (DC-101)*)

(Skripsi)

Oleh :

Ulfa Islamia

(1615041023)



JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS LAMPUNG

BANDAR LAMPUNG

2021

ABSTRAK

**PRARANCANGAN PABRIK NORMAL BUTIRALDEHID DARI
PROPILEN, KARBONMONOKSIDA, DAN HIDROGEN DENGAN
KATALIS RHODIUM-TRIPENILPOSPIN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

(Perancangan Distillation Column (DC-101))

Oleh

ULFA ISLAMIA

Pabrik normal butiraldehid berbahan baku propilen, karbonmonoksida, dan hidrogen, akan didirikan di Warnasari, Kec. Citangkil, Kota Cilegon, Banten. Pabrik ini berdiri dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja yang mudah didapatkan dan kondisi lingkungan.

Pabrik direncanakan memproduksi dekstrin sebanyak 30.000 ton/tahun, dengan waktu operasi 24 jam/hari, 330 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah propilen sebanyak 2.509,06 kg/jam; hidrogen sebanyak 131,44 kg/jam dan karbonmonoksida 1.840,16 kg/jam.

Jumlah karyawan sebanyak 139 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) menggunakan struktur organisasi *line* dan *staff*. Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= Rp 567.586.739.192,-
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	= Rp 100.162.365.740,-
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= Rp 667.749.104.932 , -
<i>Break Even Point (BEP)</i>	= 41,92%
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	= 20,05%
<i>Pay Out Time after Taxes (POT)_a</i>	= 3,1 tahun
<i>Return on Investment after Taxes (ROI)_a</i>	= 19,00%
<i>Internal Rate Return (IRR)</i>	= 24,99%

Mempertimbangkan paparan di atas, sudah selayaknya pendirian pabrik normal butiraldehid ini dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai masa depan yang baik.

ABSTRACT

PRADESIGN OF NORMAL BUTYRALDEHYDE PLANT FROM PROPYLENE, HYDROGEN, AND CARBONMONOXIDE WITH RHODIUM-TRYPHENYLPHOSPHINE CATALYST CAPACITY 30.000 TONS/YEAR

(Design Distillation Column (DC-101))

By

ULFA ISLAMIA

A plant to produce normal butyraldehyde from propylene, hydrogen, carbonmonoxide is planned to be located at Warnasari, Kec. Citangkil, Kota Cilegon, Banten. The plant is established by considering availability of raw materials, transportation facilities, readily available labor and environmental conditions.

Capacity of the plant is 30.000 tons/year operating 24 hour/day and 330 working days/ year. The plant required 2.509,06 kg/h propylene; 131,44 kg/h hydrogen and 1.840,16 kg/h carbonmonoxide.

Quantity of labor is around 139 people. The plant is managed as a Limited Liability Company (PT), which is headed by a Director who is assisted by a Director of Production and Director of Finance. The company is organized in the form of line and staff structure. From analysis of the plant economy is obtained:

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= Rp 567.586.739.192,-
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	= Rp 100.162.365.740,-
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= Rp 667.749.104.932,-
<i>Break Even Point (BEP)</i>	= 41,92%
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	= 20,05%
<i>Pay Out Time after Taxes (POT)_a</i>	= 3,1 tahun
<i>Return on Investment after Taxes (ROI)_a</i>	= 19,00%
<i>Internal Rate Return (IRR)</i>	= 24,99%

By considering above the summary, it is suitable study further the normal butyraldehydes plant since plant is profitable and has good prospects.

Judul Skripsi

: PRARANCANGAN PABRIK N-BUTIRALDEHID
DARI PROPILEN, HIDROGEN DAN
KARBONMONOKSIDA DENGAN KATALIS
TRIPHENYLPHOSPHINE-RHODIUM DENGAN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN
(Perancangan *Distillation Column (DC-101)*)

Nama Mahasiswa

: Uifa Islamia

No. Pokok Mahasiswa

: 1615041023

Jurusan

: Teknik Kimia

Fakultas

: Teknik



Taharuddin, S.T., M.Sc.
NIP. 197001261995121001

Muhammad Hanif, S.T., M.T.
NIP. 198104022009121002

Plt. Ketua Jurusan Teknik Kimia

A. Zaenudin

Dr. Ahmad Zaenudin, S.Si., M.T.
NIP. 197209281999031001

MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

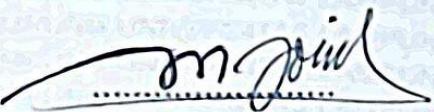
Ketua

: Taharuddin, S.T., M.Sc.



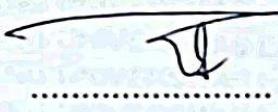
Sekretaris

: Muhammad Hanif, S.T., M.T.

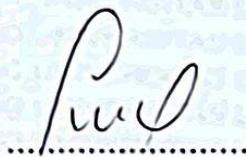


Pengaji

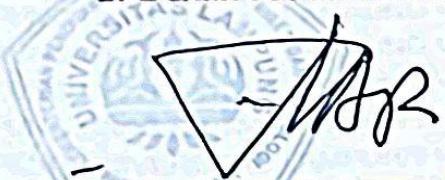
Bukan Pembimbing : Dr. Elida Purba, S.T., M.Sc.



: Lia Lismeri, S.T., M.T.



2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung



R Prof. Dr. Suharno, M.Sc., Ph.D.
NIP. 196207171987031002

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : 01 Juli 2021

SURAT PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah dilakukan oleh orang lain dan sepanjang sepengetahuan saya juga tidak terdapat karya atas pendapat yang ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka. Selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.

Apabila pernyataan saya ini tidak benar maka saya bersedia dikenai sanksi sesuai hukum yang berlaku.

Bandar Lampung, 01 Juli 2021



Ulfia Islamia
NPM. 1615041023

RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di Bandarlampung, pada tanggal 22 April 1998, sebagai anak pertama dari dua bersaudara, dari pasangan Bapak Riwan Kaspa dan Ibu Yati Nurhayati.

Penulis menyelesaikan pendidikan Taman Kanak-Kanak di TK Pertiwi pada Tahun 2004. Sekolah Dasar di SD Negeri 1 Pekalongan pada Tahun 2010, Sekolah Menengah Pertama di SMP Negeri 2 Metro pada Tahun 2013 dan Sekolah Menengah Atas di SMA Negeri 1 Metro pada Tahun 2016.

Pada Tahun 2016, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui SNMPTN Jalur Undangan Universitas Lampung 2016.

Pada Tahun 2018, penulis melakukan Kerja Praktek di PT LDC Indonesia Unit Pengolahan Biodiesel dengan Tugas Khusus “Evaluasi Kinerja Centrifuge 101”. Selain itu, penulis melakukan penelitian dengan judul “Pengaruh Penambahan Konsentrasi HCl Pada Aktivasi Sintesis Zeolit LTA Dari Bahan Baku Zeolit Alam Lampung Untuk Meningkatkan Persen Kritalinitas Zeolit LTA Dalam Pemurnian Bioetanol”, dimana penelitian tersebut dipublikasikan pada Tahun 2021.

Selama kuliah penulis aktif dalam organisasi kemahasiswaan yaitu Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila pada periode 2016/2017 sebagai Staff Departemen Edukasi FT Unila dan pada periode 2017/2018 sebagai Staff Departemen Minat dan Bakat FT Unila.

MOTTO

“Kau tak dapat meraih sesuatu dalam hidup tanpa pengorbanan sekecil apapun”

*Sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan,
Maka apabila engkau telah selesai (dari sesuatu
urusan) tetaplah bekerja keras untuk urusan yang
lain”*

-*(Qs. Al-Insyirah : 6-7)*-

PERSEMBAHAN

Sebuah Karya

Kupersembahkan dengan sepenuh hati untuk :

*Allah SWT, berkat Rahmat dan Ridho-Nya aku dapat
menyelesaikan karyaku ini*

*Ayah dan Ibu sebagai pengganti atas pengorbanan yang
sudah tak terhitung jumlahnya, terima kasih atas do'a,
kasih sayang dan pengorbanannya selama ini*

*Adikku, terima kasih atas do'a, dan dukungannya selama
ini*

*Sahabat-Sahabat Tercintaku, Terima kasih telah menjadi
bagian hidupku selama ini. Apa yang kita alami demi
teman kadang-kadang melelahkan dan menjengkelkan,
tetapi itulah yang membuat persahabatan mempunyai nilai
yang indah. Semoga suatu saat nanti kita bertemu kembali
dengan kisah kesuksesan kita dan dapat saling tolong
menolong di akhirat kelak*

SANWACANA

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan banyak kenikmatan dan segalanya yang membuat penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik N-Butiraldehid Dari Propilen, Hidrogen Dan Karbonmonoksida Dengan Katalis Triphenylphosphine-Rhodium Dengan Kapasitas 30.000 Ton/Tahun” dengan baik.

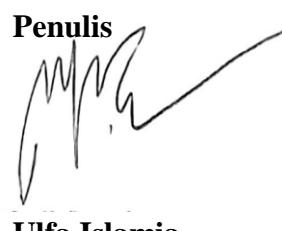
Tugas akhir ini disusun dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk memperoleh derajat kesarjanaan (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung.

Penyusunan tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan moral maupun spiritual dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang Maha Esa dan Maha Pengasih.
2. Bapak Ahmad Zaenudin, S.Si., M.T, sebagai Ketua Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan untuk kelancaran proses belajar selama di kampus.
3. Bapak Ir. Azhar, M.T, sebagai Dosen Pembimbing Akademik yang telah banyak memberikan sarannya selama berada di kampus.
4. Bapak Taharuddin, S.T.,M.Sc.., sebagai Dosen Pembimbing 1, atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam penggerjaan tugas akhir.
5. Bapak Muhammad Hanif, S.T., M.T., sebagai Dosen Pembimbing 2 atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam penggerjaan tugas akhir.
6. Seluruh Dosen dan Staf Teknik Kimia yang telah banyak memberikan ilmu yang sangat bermanfaat dan membantu kelancaran dalam penggerjaan.

7. Ayah dan Ibuku tersayang, atas segala doa yang engkau panjatkan selama ini, kesabaran untuk menunggu selesainya kuliah, dan moril yang tak akan pernah bisa terbalaskan oleh penulis.
8. Adekku Dini Ramadhani, yang telah memberikan semangat, doa dan mendukung perjuanganku dalam penyelesaian tugas akhir ini.
9. Sheerin Pirda, sebagai seseorang yang banyak memberikan motivasi, menjadi teman diskusi, banyak membantu saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
10. Selvy safitri, sebagai partner tugas akhir, yang menjadi teman diskusi dalam penyelesaian tugas akhir ini.
11. Teman-teman seperjuangan angkatan 2016, Terimakasih yang sebanyak-banyaknya untuk kalian semua yang telah memberikan kepercayaan lebih kepada saya dan membantu saya dalam segala hal. Kalianlah keluarga terbaik yang pernah saya punya di tempat perantauan. Sukses untuk kita semua dan semoga kita dapat dipertemukan kembali dalam keadaan yang lebih baik suatu saat nanti. Tak akan ada apa-apanya saya tanpa kehadiran kalian semua.
12. Adik-adik dan kakak-kakak tingkat di Jurusan Teknik Kimia, yang banyak memberikan warna-warni selama berada di kampus.
13. Semua pihak yang telah banyak membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Bandar Lampung, 1 Juli 2021

Penulis

Ulfia Islamia

DAFTAR ISI

COVER	i
ABSTRAK	ii
ABSTRACT	iii
LEMBAR PERSETUJUAN	iv
LEMBAR PENGESAHAN	v
SURAT PERNYATAAN	vi
RIWAYAT HIDUP	vii
MOTTO	viii
PERSEMBERAHAN.....	ix
SANWACANA	x
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xv
DAFTAR GAMBAR.....	xxi
BAB I. PENDAHULUAN	
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Kegunaan Produk	3
1.3. Kapasitas Rancangan.....	3
1.4. Lokasi Pabrik.....	7
BAB II. PEMILIHAN PROSES DAN URAIAN PROSES	
2.1. Macam-macam Proses.....	10
2.2. Pemilihan Proses	12
2.3. Uraian Proses.....	27

BAB III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pembantu.....	34
3.2. Spesifikasi Produk.....	36

BAB IV. NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

4.1. Neraca Massa	38
4.2. Neraca Energi.....	48

BAB V. SPESIFIKASI ALAT

5.1. Spesifikasi Alat Proses	55
5.2. Spesifikasi Alat Utilitas.....	85

BAB VI. UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH

6.1. Unit Pendukung Proses	134
6.2. Unit Pengolahan Limbah.....	151
6.3. Laboratorium.....	152
6.4. Instrumentasi dan Pengendalian Proses	156

BAB VII. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

7.1. Lokasi Pabrik.....	159
7.2. Tata Letak Pabrik	160
7.3. Prakiraan Area Lingkungan.....	161

BAB VIII. SISITEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1. Bentuk Perusahaan	165
8.2. Struktur Organisasi Perusahaan	168
8.3. Tugas dan Wewenang	170
8.4. Status Karyawan dan Sistem Penggajian	178
8.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan	179

8.6. Penggolongan Karyawan dan Jumlah Karyawan 181

8.7. Kesejahteraan Karyawan 188

BAB IX. INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI

9.1. Investasi 191

9.2. Evaluasi Ekonomi 195

9.3. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCRR) 198

BAB X. SIMPULAN DAN SARAN

10.1. Simpulan 201

10.2. Saran 201

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A. PERHITUNGAN NERACA MASSA

LAMPIRAN B. PERHITUNGAN NERACA PANAS

LAMPIRAN C. SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

LAMPIRAN D. PERHITUNGAN UTILITAS

LAMPIRAN E. INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI

LAMPIRAN F. TUGAS KHUSUS MENARA DISTILASI (DC-101)

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Butiraldehid di Indonesia.....	3
Tabel 2.1 Koefisien Regresi untuk Komponen pada Proses Butiraldehid (Yaws, 1999)	13
Tabel 2.2 Harga Komponen pada Proses Hidroformilasi	19
Tabel 2.3 Perbandingan Pembuatan n-Butiraldehid.....	26
Tabel 4.1 Material Balance Mix Point 01	39
Tabel 4.2 Material Balance Mix Point 02	40
Tabel 4.3 <i>Material Balance Mixer Tank 01</i>	40
Tabel 4.4 Mass Balance Reactor 101 (RE-101).....	41
Tabel 4.5 Material Balance Partial Condensor 01 (PC-101).....	42
Tabel 4.6 Material Balance Mix Point 03	43
Tabel 4.7 Material Balance Centrifugal Separator (CS-101).....	44
Tabel 4.8 Material Balance Mix Point 04	45
Tabel 4.9 Material Balance Distillation Column	45
Tabel 4.10 Material Balance Condensor 101	46
Tabel 4.11 Material Balance Reboiler 101	46
Tabel 4.12 Material Balance Distillation Column 102	47
Tabel 4.13 Material Balance Condensor 102	47
Tabel 4.14 Material Balance Reboiler 102	48
Tabel 4.15 <i>Heat Balance Mix Point (MP-101)</i>	51

Tabel 4.16 <i>Heat Balance Mix Point</i> (MP-102)	51
Tabel 4.17 <i>Heat Balance Heater</i> (HE-101)	51
Tabel 4.18 <i>Heat Balance Heater</i> (HE-102)	52
Tabel 4.19 <i>Heat Balance Reactor</i> (RE-101).....	52
Tabel 4.20 <i>Heat Balance Partial Condensor</i> (PC-101).....	53
Tabel 4.21 <i>Heat Balance Cooler</i> (Co-101).....	53
Tabel 4.22 <i>Heat Balance Mix Point</i> (MP-104)	53
Tabel 4.23 <i>Heat Balance Distillation Column</i> (DC-101)	54
Tabel 4.24 <i>Heat Balance Distillation Column</i> (DC-102)	54
Tabel 5.1 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-101).....	55
Tabel 5.2 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-102).....	56
Tabel 5.3 Spesifikasi <i>Reactor</i> (R-101).....	57
Tabel 5.4 Spesifikasi <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	58
Tabel 5.5 Spesifikasi <i>Partial Condensor</i> (PC-101)	59
Tabel 5.6 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (ACC-101)	60
Tabel 5.7 Spesifikasi <i>Centrifuge Separator</i> (CS-101)	61
Tabel 5.8 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-101).....	62
Tabel 5.9 Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (DC-101)	63
Tabel 5.10 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (ACC-102)	64
Tabel 5.11 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-101).....	65
Tabel 5.12 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-101).....	66
Tabel 5.13 Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (DC-102).....	67
Tabel 5.14 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (ACC-103)	68
Tabel 5.15 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-102).....	69

Tabel 5.16 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-102).....	70
Tabel 5.17 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-101).....	71
Tabel 5.18 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-102).....	72
Tabel 5.19 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-103).....	73
Tabel 5.20 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-104).....	74
Tabel 5.21 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-105).....	75
Tabel 5.22 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-106).....	76
Tabel 5.23 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-107).....	77
Tabel 5.24 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-108).....	78
Tabel 5.25 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-109).....	79
Tabel 5.26 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-110).....	80
Tabel 5.27 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i> (EV-101).....	81
Tabel 5.28 Spesifikasi <i>Blower</i> (BL-101)	82
Tabel 5.29 Spesifikasi <i>Blower</i> (BL-102)	83
Tabel 5.30 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-101)	84
Tabel 5.31 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS – 201).....	85
Tabel 5.32 Spesifikasi <i>Dissolving Tank</i> Alum (DT–201).....	86
Tabel 5.33 Spesifikasi <i>Dissolving Tank</i> NaOH (DT–202).....	87
Tabel 5.34. Spesifikasi <i>Dissolving Tank</i> Kaporit (DT–203).....	88
Tabel 5.35. Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CL–201)	89
Tabel 5.36. Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF–201).....	90
Tabel 5.37. Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT–201)	91
Tabel 5.38 Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (ST-202)	92
Tabel 5.39 Spesifikasi Tangki Dispersant (ST-203)	93

Tabel 5.40 Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-204)	94
Tabel 5.41. Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE-201)	95
Tabel 5.42 Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE-201)	96
Tabel 5.43 Spesifikasi Storage Tank Air Filter (ST-201)	97
Tabel 5.44 Spesifikasi Storage Tank Air Demin (ST-205).....	98
Tabel D.45 Spesifikasi <i>Domestic Water Storage Tank</i> (ST-206).....	99
Tabel 5.46 Spesifikasi <i>Hydran Water Storage Tank</i> (ST-207)	100
Tabel 5.47 Spesifikasi <i>Deaerator</i> (DA-301).....	101
Tabel 5.48 Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST-301)	102
Tabel 5.49 Spesifikasi <i>Boiler</i> (BO-301).....	103
Tabel 5.50 Spesifikasi Storage Tank Bahan Bakar (ST-302)	104
Tabel 5.51 Spesifikasi Blower <i>Steam</i> (BS- 301)	105
Tabel 5.52 Spesifikasi Tangki Air Kondensat (ST-303).....	105
Tabel 5.53 Spesifikasi <i>Air Dryer</i> (AD – 401).....	106
Tabel 5.54 Spesifikasi <i>Air Compressor</i> (AC-401).....	107
Tabel 5.55 Spesifikasi <i>Cyclone</i> (CYC-401).....	108
Tabel 5.56 Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 1(BU – 401).....	108
Tabel 5.57 Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 2 (BU – 402).....	109
Tabel 5.58 Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 3 (BU – 403).....	109
Tabel 5.59 Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 4 (BU – 404).....	110
Tabel 5.60 Spesifikasi Generator Listrik (GS-501)	110
Tabel 5.61 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar Generator (ST-501)	111
Tabel 5.62 Spesifikasi Pompa (PU – 201)	112
Tabel 5.63 Spesifikasi Pompa (PU – 202)	113

Tabel 5.64 Spesifikasi Pompa (PU – 203)	114
Tabel 5.65 Spesifikasi Pompa (PU – 204)	115
Tabel 5.66 Spesifikasi Pompa (PU – 205)	116
Tabel 5.67 Spesifikasi Pompa (PU – 206)	117
Tabel 5.68 Spesifikasi Pompa (PU – 207)	118
Tabel 5.69 Spesifikasi Pompa (PU – 208)	119
Tabel 5.70 Spesifikasi Pompa (PU – 209)	120
Tabel 5.71 Spesifikasi Pompa (PU – 210)	121
Tabel 5.72 Spesifikasi Pompa (PU – 211)	122
Tabel 5.73 Spesifikasi Pompa (PU – 212)	123
Tabel 5.74 Spesifikasi Pompa (PU – 213)	124
Tabel 5.75 Spesifikasi Pompa (PU – 214)	125
Tabel 5.76 Spesifikasi Pompa (PU – 215)	126
Tabel 5.77 Spesifikasi Pompa (PU – 216)	127
Tabel 5.78 Spesifikasi Pompa (PU – 217)	128
Tabel 5.79 Spesifikasi Pompa (PU – 218)	129
Tabel 5.80 Spesifikasi Pompa (PU – 219)	130
Tabel 5.81 Spesifikasi Pompa (PU – 301)	131
Tabel 5.82 Spesifikasi Pompa (PU – 302)	132
Tabel 5.83 Spesifikasi Pompa (PU – 303)	133
Tabel 6.1 Kebutuhan Air untuk <i>General Uses</i>	135
Tabel 6.2. Kebutuhan Air untuk Pembangkit <i>Steam</i>	136
Tabel 6.3 Kebutuhan Air Proses Produksi	136
Tabel 6.4. Kebutuhan Air Pendingin.....	139

Tabel 6.5.Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian	157
Tabel 8.1. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu	180
Tabel 8.2. Perincian Tingkat Pendidikan	182
Tabel 8.3. Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Proses.....	184
Tabel 8.4. Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Utilitas	185
Tabel 8.5. Perincian Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan.....	185
Tabel 9.1. <i>Fixed Capital Investment</i>	192
Tabel 9.2. <i>Manufacturing Cost</i>	194
Tabel 9.3. <i>General Expenses</i>	195
Tabel 9.4. Hasil Analisa Kelayakan Ekonomi	200

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Data Impor Butiraldehid di Indonesia	4
Gambar 1.2 Lokasi Pabrik di Warnasari, kec. Citangkil, Kota Cilegon, Banten	7
Gambar 2.1 Bentuk Rantai (a) Normal Butiraldehid dan (b) Isobutiraldehid..	10
Gambar 2.2 Mekanisme Reaksi Hidroformilasi Propilen Dengan Katalis HRh(CO)L ₃	28
Gambar 6.1 Diagram <i>Cooling Water System</i>	142
Gambar 6.2 Daerator	150
Gambar 7.1 Lokasi Pabrik Butiraldehid.....	162
Gambar 7.2 Tata Letak Pabrik	163
Gambar 7.3 Tata Letak Alat Proses	164
Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan	169
Gambar 9.1 Analisa Ekonomi Pabrik Normal butiraldehid	198
Gambar 9.2 Kurva <i>Cummulative Cash Flow</i> terhadap Umur Pabrik.....	200

I. PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Pembangunan industri merupakan bagian dari usaha pembangunan ekonomi jangka panjang yang diarahkan untuk menciptakan struktur ekonomi yang maju dan seimbang, yaitu struktur ekonomi dengan titik berat industri yang maju didukung oleh pertanian yang tangguh. Untuk itu, proses industri lebih dimantapkan guna mendukung perkembangan industri sebagai penggerak utama peningkatan laju pertumbuhan ekonomi dan perluasan lapangan kerja.

Salah satu industri kimia yang mempunyai kegunaan yang penting dan peluang yang besar di masa mendatang adalah butiraldehid. Butiraldehid merupakan salah satu senyawa yang memiliki gugus aldehid yang banyak digunakan dalam industri kimia. Butiraldehid dikenal juga dengan nama n-butanal/ Normal butiraldehid atau butil aldehid atau bisa disebut butiraldehid. Secara alami butiraldehid terdapat pada daun The, aroma kopi dan asap tembakau. Butiraldehid merupakan produk yang banyak digunakan untuk menghasilkan produk - produk lain seperti n-butanol, 2-ethyl-heksanol, dan polivinil butiral, n-*butyric acid*, dan *methyl amyl ketone*. (Kirk Othmer, 1998).

Normal butiraldehid adalah bahan kimia yang banyak digunakan sebagai salah satu bahan baku untuk pembuatan PVB yang digunakan sebagai pembuatan resin, dan laminasi dalam pembuatan kaca (*safety glass*) sehingga dapat

mengurangi resiko retakan/pecah pada kaca, menghalang kebisingan, mengurangi sinar ultraviolet, megurangi pecahan kaca akibat bencana alam, mengurangi kerusakan akibat panas dalam penggunaan pada konstruksi bangunan. Kebutuhan n-butiraldehid sebagai salah satu bahan baku untuk pembuatan PVB karena memberikan sifat non volatile dan memperkuat sifat kaca, serta mudah dibiodegradasi. Selain itu, digunakan sebagai pestisida karena mudah dibiodegradasi sehingga ramah lingkungan (MSDS dari BASF, 1997, Kirk Othmer, 1998). Karena penggunaan kaca pada bidang konstruksi bangunan di Indonesia meningkat, maka kebutuhan n-butiraldehid juga semakin meningkat di Indonesia. Namun untuk memenuhi kebutuhan di Indonesia khususnya pada masa ini masih cenderung mengandalkan impor dari luar negeri.

Berdasarkan kebijakan pemerintah dalam bidang investasi, pemerintah masih membuka kesempatan investasi bagi industri butiraldehid di Indonesia. Hal ini terlihat dalam Daftar Negatif Investasi (DNI) yang tertuang dalam Keputusan Presiden No. 54 tanggal 10 Juni 1993, bahwa butiraldehid tidak termasuk dalam bidang industri tertutup bagi penanaman modal, sehingga investasinya masih terbuka untuk PMDN (penanaman modal dalam negeri) maupun PMA (penanaman modal asing). Berdasarkan pertimbangan diatas, maka diharapkan pabrik ini nantinya dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sekaligus mengurangi impor, menghemat devisa negara, membuka lapangan pekerjaan baru, membuka peluang bagi pengembangan – pengembangan industri dengan bahan baku n-butiraldehid sehingga tercipta diversifikasi produk yang mempunyai nilai ekonomi lebih tinggi.

1.2. Kegunaan Produk

Beberapa manfaat butiraldehid adalah sebagai bahan baku pembuatan polivinil butiral (PVB) karena memberikan sifat non volatil, bahan baku pembuatan obat – obatan, bahan baku untuk produk perlindungan tanaman, pestisida, resin sintesis, antioksidan dan parfum, bahan baku pembuatan n-butanol, bahan baku 2-etil-1-heksanol, *n-butyric acid*, dan *methyl amyl ketone*. (Kirk Othmer, 1998).

1.3. Kapasitas Rancangan

1. Data Impor

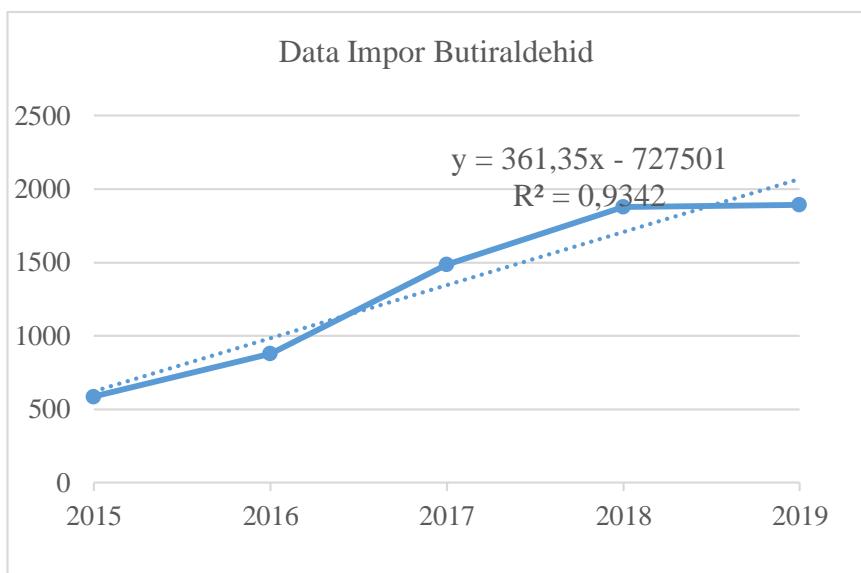
Dari data impor yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS), diketahui bahwa Indonesia masih mengimpor butiraldehid seperti terlihat pada Tabel 1.1:

Tabel 1.1 Data Impor Butiraldehid di Indonesia

Tahun	Indonesia (Ton)
2015	587,54
2016	879,54
2017	1.486,17
2018	1.879,46
2019	1.894,33

Sumber: BPS (Badan Pusat Statistik), diakses pada 24 Juni 2020

Berikut ini merupakan grafik impor butiraldehid di Indonesia:



Gambar 1.1 Data Impor Butiraldehid di Indonesia

diperoleh persamaan garis lurus:

$$y = 361,35x - 72.7501$$

pada tahun 2025 saat pembuatan pabrik butiraldehid diperkirakan impor sebanyak (ton/tahun)

$$= 361,35x - 72.7501$$

$$= 361,35 (2025) - 727.501$$

$$= 4.232,75 \text{ ton/tahun}$$

dari persamaan diatas diketahui kebutuhan impor butiraldehid tahun 2025 mencapai 4.232,75 ton/tahun, sehingga diharapkan dengan pendirian pabrik butiraldehid dapat mengurangi impor Indonesia dan memenuhi kebutuhan butiraldehid di Indonesia.

2. Data Konsumsi

Beberapa data konsumsi butiraldehid diperoleh dari data laporan tahunan pabrik – pabrik di Indonesia tahun 2020, yaitu: Sebagai bahan baku pembuatan polivinil butiral karena memberikan sifat non volatile yang membutuhkan butiraldehid sebesar 9.000,00 ton/ tahun; Sebagai bahan baku pembuatan n-butanol yang membutuhkan butiraldehid sebesar 22.000,00 ton/tahun; Sebagai bahan baku 2-etil-1-heksanol yang merupakan solvent defoaming (penghilang busa), dispersing, dan wetting agent yang membutuhkan butiraldehid sebesar 68.000,00 ton /tahun dan penggunaan lain – lain seperti: untuk produksi *pharmaceutical*, crop protection agents, pesticides, synthetic resins, antioxidants, 10% dari data kebutuhan butiraldehid diatas yaitu sebesar 9.900,00 ton/tahun.

Sehingga diperoleh data konsumsi butiraldehid di indonesia:

$$\begin{aligned}
 &= 9.000,00 \text{ ton/ tahun} + 22.000,00 \text{ ton/ tahun} + 68.000,00 \text{ ton /tahun} + \\
 &\quad 9.900,00 \text{ ton/tahun} \\
 &= 108.900,00 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Sehingga diketahui konsumsi butiraldehid tahun 2020 mencapai 108.900,00 ton/tahun. Dari data diatas, maka dapat ditentukan kapasitas produksi pabrik di Indonesia pada tahun 2025. Adapun persamaan kapasitas produksi adalah sebagai berikut:

$$KP = (DK+DE) - (DP + DI)$$

Dimana

$$KP = \text{Kapasitas Produksi pada Tahun 2025}$$

DK = Data Konsumsi pada Tahun 2025

DE = Data Ekspor pada Tahun 2025

DP = Data Produksi pada Tahun 2025

DI = Data Impor pada Tahun 2025

KP = $(DK+DE) - (DP + DI)$

$$= (108.900,00 + 0) - (4.232,75) \text{ ton/tahun}$$

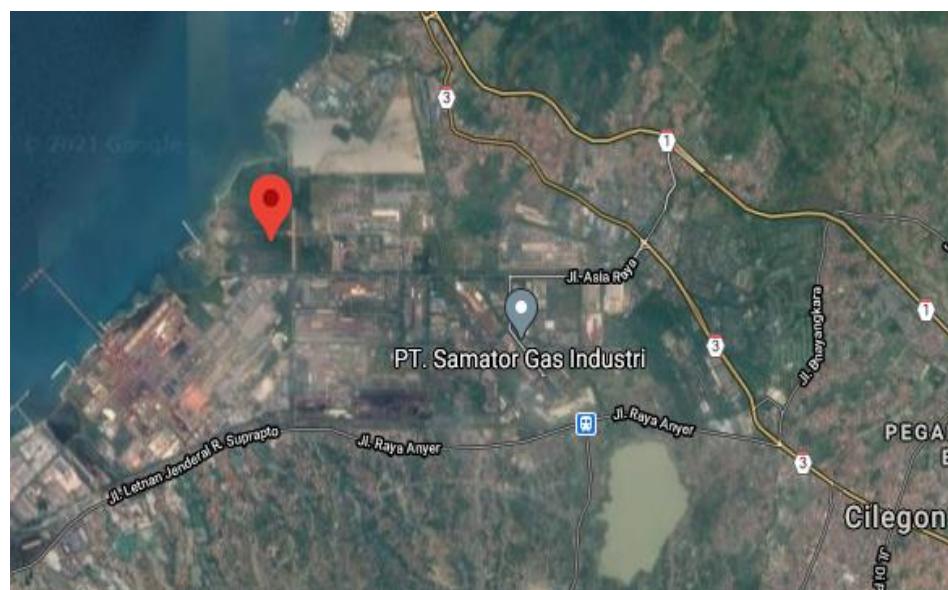
$$= 104.667,25 \text{ ton/tahun}$$

Kapasitas pabrik butiraldehid yang menguntungkan berkisar 30.000 – 350.000 ton/tahun (*hydrocarbon processing*, Maret 1997). Berdasarkan data pabrik butiraldehid yang sudah berdiri di luar negeri, United State of Amerika (85.000 – 320.000 ton/tahun) (Mc. Ketta, vol. 5 hal 392), Eropa (50.000 – 330.000 ton/tahun) dan Asia Pasifik (70.000 - 220.000 ton/tahun) (Mc. Ketta, vol. 5 hal 392).

Dengan memperhatikan faktor-faktor diatas, untuk memenuhi 30% dari kebutuhan dalam negeri sebanyak 104.667,25 ton/tahun, yaitu 31.866,90 ton/tahun. Maka dipilih pabrik dengan kapasitas 30.000 ton/tahun yang bertujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, pabrik ini direncanakan akan didirikan pada tahun 2025.

1.4. Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan pabrik tersebut, baik saat berproduksi maupun di masa yang akan datang. Dengan beberapa pertimbangan maka pabrik akan didirikan di Kota Cilegon, Banten.



Gambar 1.2 Lokasi Pabrik di Warnasari, Kec. Citangkil, Kota Cilegon, Banten.

Pemilihan lokasi tertletak di Balongan dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1) Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan adalah propilen diperoleh dari PT Candra Asri yang berlokasi di PBI Plant, Jalan Anyar Km. 123, Gunungsugih, Ciwandan, Gunungsugih, Kec. Ciwandan, Kota Cilegon, Banten dengan kapasitas 243.000 ton/tahun (PT Chandra Asri, 2020). Bahan baku *syngas* (CO dan H₂) diperoleh di PT Samator Gas Indonesia, Kawasan Industri

KIEC, Jalan Eropa 1 No. 1 Kavling 2/1, Warnasari, Citangkil, Kotasari, Kec. Gerogol, Kota Cilegon, Banten dengan kapasitas produksi CO sebesar 290.000 ton/tahun dan kapasitas H₂ sebesar 260.600 ton/tahu. (Gas Samator Indonesia, 2020).

2) Ketersediaan Utilitas

Lokasi Pabrik dekat dengan pelabuhan dan waduk Nadra Krenceng (Desa Mesigit, kec. Ciwadan, Kota Cilegon), sehingga keperluan air untuk proses produksi dapat terpenuhi dengan mudah dari air waduk tersebut. Sedangkan kebutuhan listrik diperoleh dari pembangkit listrik turbin uap dan sebagai tenaga cadangan listrik dipersiapkan pembangkit tenaga listrik (generator set) sebagai pengganti sementara jika terjadi gangguan.

3) Transportasi

Sarana angkutan dan transportasi dari dan ke lokasi pabrik merupakan faktor yang penting karena berhubungan dengan pengiriman bahan baku, pengadaan peralatan, serta pengiriman produk. Sarana transportasi jalur darat cukup mudah mengingat jalan raya Pantura sudah cukup baik dan lancar. Juga fasilitas transportasi laut seperti pelabuhan tersedia dekat dengan lokasi pabrik.

4) Daerah Pemasaran Produk

Untuk pemasaran produk perlu diperhatikan letak pabrik dengan pasar yang membutuhkan produk tersebut guna menekan biaya pendistribusian ke lokasi pasar dan waktu pengiriman. Oleh karena itu Cilegon adalah daerah yang cukup strategis yang mana dekat dengan kawasan-kawasan

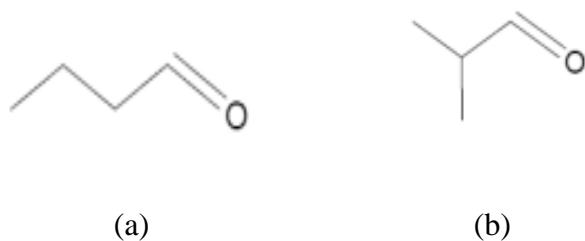
industri seperti Jababeka, Karawang, Cikande, Cikampek, Purwakarta, Jakarta dan dekat dengan Lampung.

5) Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja pabrik dapat terpenuhi dari daerah sekitar lokasi pabrik, mulai dari tenaga kerja terdidik, terlatih, terampil, hingga tenaga kerja kasar. Sedangkan untuk tenaga ahli dapat diperoleh dari lulusan perguruan tinggi di Indonesia. Dengan memanfaatkan masyarakat sekitar sebagai tenaga kerja, maka berdirinya pabrik ini dapat mengurangi pengangguran di daerah tersebut dan mampu meningkatkan taraf hidup masyarakat setempat.

II. PEMILIHAN PROSES DAN URAIAN PROSES

2.1. Macam-Macam Proses



Gambar 2.1 Bentuk Rantai: (a) Normal butiraldehid dan (b)
Isobutiraldehid

Macam-macam proses pembuatan n-butiraldehid yang banyak digunakan secara komersial adalah sebagai berikut:

Proses Oxo, yang juga dikenal dengan hidroformilasi, melibatkan reaksi olefin berupa propilen dengan gas karbonmonoksida dan hidrogen untuk membentuk aldehid. Proses Oxo berdasarkan pemilihan katalisnya, dibagi menjadi 2 macam proses:

1. Proses Oxo Klasik

Proses Oxo Klasik yang pertama kali dijalankan pada tahun 1960-an, melibatkan kobalt karbonil $\text{HCo}(\text{CO})_4$ sebagai katalis pada proses hidroformilasi. Reaksi dijalankan pada fase cair, kondisi reaktor pada

tekanan tinggi 100 – 200 bar dan temperatur 130 – 160 °C. Reaksi ini memberikan rasio isomer normal butiraldehid dan isobutiraldehid antara 2:1 sampai 4:1. Produk aldehid yang dihasilkan dari reaksi hidroformilasi dipisahkan dalam suatu menara destilasi (Kirk Othmer, 1998)

2. Proses Ruhrchemie AG

Pada pertengahan tahun 1980-an, Ruhrchemie mengganti katalis kobalt karbonil dengan katalis *Rhodium Triphenylphosphine* yang tidak larut dalam air. Teknologi ini dikembangkan bersama dengan Rhoune Poulenc. Campuran hidrogen dan karbonmonoksida dengan perbandingan 1:1 dikontakkan dengan propilen di dalam reaktor. Proses ini dijalankan pada tekanan rendah yaitu sekitar 7 – 30 bar dan temperatur berkisar antara 80 – 120 °C. Ratio isomer normal butiraldehid : isobutiraldehid yang didapatkan yaitu sekitar 20 : 1 (KirkOthmer, 1998). Produk aldehid yang dihasilkan dari reaksi hidroformilasi dipisahkan dalam suatu menara destilasi. Konversi untuk reaksi ini adalah 85% dengan rasio produk n-butiraldehid : i-butiraldehid 95:5 dengan n-butiraldehid sebagai produk utama (Othmer, 1998; Emil, dkk, 2012)

2.2 Pemilihan Proses

a. Berdasarkan Tinjauan Termodinamika

1. Tinjauan Termodinamika Berdasarkan Perubahan Entalpi

Perubahan entalpi menunjukkan panas reaksi yang dihasilkan ataupun panas reaksi yang dibutuhkan selama proses berlangsungnya reaksi kimia. Dalam hal ini, pada reaksi pembentukan butiraldehid. Besar atau kecil nilai ΔH tersebut menunjukkan jumlah energi yang dibutuhkan maupun yang dihasilkan.

ΔH bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi terebut membutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi. Sehingga semakin besar ΔH maka semakin besar juga energi yang dibutuhkan dan cost yang harus dikeluarkan. Sedangkan ΔH bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut menghasilkan panas selama proses berlangsungnya reaksi. Sehingga tidak membutuhkan energi selama proses namun membutuhkan energi untuk penyerapan panas agar reaksi tetap berlangsung pada temperatur reaksinya. Penentuan panas reaksi yang berjalan secara eksotermis atau endodermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar ΔH_0° pada $P = 1$ atm dan $T = 298,15K$ (Smith, 2009)

a) Menghitung Nilai Entalpi Reaksi Standar

Data ΔH° dari berbagai senyawa (Yaws, 1999):

ΔH° n-butiraldehid : -204,80 kJ/kmol

ΔH° iso-butiraldehid : -215,80 kJ/kmol

ΔH° propilen : 20,42 kJ/kmol

ΔH° H₂ : 0 kJ/kmol

ΔH° CO : -110,53 kJ/kmol

$$\Delta H_0^\circ = \Delta H_0^\circ_{\text{produk}} - \Delta H_0^\circ_{\text{reaktan}} \text{ (Smith, 2009)}$$

$$= (-204,80 - 215,80) \text{ kJ/kmol} - (20,42 + 0 - 110,53) \text{ kJ/kmol}$$

$$= -330,490 \text{ kJ/kmol}$$

b) Menentukan Entalpi Reaksi Pada Suhu Operasi

Tabel 2.2 Koefisien Regresi untuk Komponen Proses Butiraldehid (Yaws, 1999)

Komponen	Koefisien	A	B	C	D	E
C ₃ H ₆	1	31,298	7,244 E-02	1,9 E-04	-2,158 E-07	6,297 E-11
CO	1	29,556	-6,580 E-03	2,013 E-03	1,222 E-08	2,260 E-12
H ₂	1	25,399	2,017 E-02	-3,854 E-05	3,18 E-08	-8,758 E-12
nC ₄ H ₈ O	1	64,363	7,256 E-01	-2,354 E-03	3,306 E-06	0,000
iC ₄ H ₈ O	1	31,228	1,102 E+00	-3,560 E-03	4,666 E-06	0,000
Produk-Reaktan		9,338	1,742	-0,008	0,000	0,000

$$\Delta H^\circ_T = \Delta H^\circ_{298} + R \int_{Tref}^T \frac{cp}{R} \text{ (Smith, 2009)}$$

$$\int_{Tref}^T \frac{cp}{R} = \Delta A(T - Tref) + \Delta B(T^2 - Tref^2) + \Delta C(T^3 - Tref^3) + \Delta D(T^4 - Tref^4) + \Delta E(T^5 - Tref^5) \text{ (Smith, 2009)}$$

Berikut ini perhitungan panas pembentukan pada masing - masing proses:

1) Proses Oxo Klasik

$$T = 433,15 \text{ K} \quad T_{ref} = 298,15 \text{ K}$$

$$\int_{T_{ref}}^T \frac{cp}{R} = -4.885,63 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H^\circ_{433} = \Delta H^\circ_{298} + R \int_{T_{ref}}^T \frac{cp}{R}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{433} &= -330,490 \text{ kJ/kmol} + -2.886,45 \text{ kJ/kmol} \\ &= -3.216,94 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

2) Proses Oxo Ruhrchemic AG

$$T = 393,15 \text{ K} \quad T_{ref} = 298,15 \text{ K}$$

$$\int_{T_{ref}}^T \frac{cp}{R} = -212,69 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H^\circ_{393} = \Delta H^\circ_{298} + R \int_{T_{ref}}^T \frac{cp}{R}$$

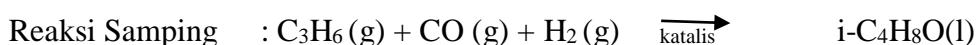
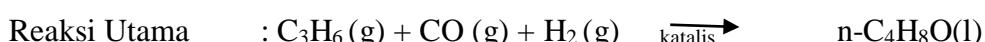
$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{393} &= -330,490 \text{ kJ/kmol} + -2.341,30 \text{ kJ/kmol} \\ &= -2.671,79 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

2. Tinjauan Termodinamika Berdasarkan Energi Gibbs

Energi Gibbs standar menunjukkan spontan atau tidak spontannya suatu reaksi kimia. ΔG° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar.

Sedangkan ΔG° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi. Oleh karena itu, semakin kecil atau negatif ΔG° maka reaksi tersebut akan semakin baik karena untuk berlangsung spontan energi yang dibutuhkan akan semakin baik karena untuk berlangsung spontan energi yang dibutuhkan semakin kecil.

Berikut ini perhitungan energi gibbs pada masing – masing proses:



a. Menghitung Nilai Gibbs Free Energy pada suhu 25° C atau 298,15 K

Untuk mengetahui harga ΔG° pada suhu 25° C atau 298,15 K perlu diketahui data – data sebagai berikut (Yaws,1999) :

$$\Delta G^\circ \text{ propilen} : 62,720 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta G^\circ \text{ H}_2 : 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta G^\circ \text{ CO} : -137,160 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta G^\circ \text{ n- butiraldehid} : -114,750 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta G^\circ \text{ iso- butiraldehid} : -116,150 \text{ kJ/kmol}$$

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

$$= (-114,750 - 116,150) \text{ kJ/kmol} - (62.720 + 0 - 137,160) \text{ kJ/kmol}$$

$$= -156,460 \text{ kJ/kmol}$$

Nilai ΔG° bernilai negatif sehingga proses berlangsung spontan.

b. Menghitung Gibbs Free Energy Pada Suhu Operasi

1) Proses Oxo Klasik

$$T = 433,15 \text{ K}, T_{ref} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta G^\circ_{433} = \Delta H^\circ_{298} - \frac{T}{T_{ref}}(\Delta H^\circ_{298} - \Delta G^\circ_{298}) + R \int_{T_{ref}}^T \frac{C_p}{R} - RT \int_{T_{ref}}^T \frac{C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

(Smith, 2009)

$$= -462.374,2643 \text{ kJ/kmol}$$

2) Proses Oxo Ruhrchemic AG

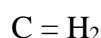
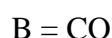
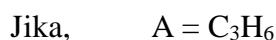
$$T = 393 \text{ K}, T_{ref} = 298 \text{ K}$$

$$\Delta G^\circ_{393} = \Delta H^\circ_{298} - \frac{T}{T_{ref}}(\Delta H^\circ_{298} - \Delta G^\circ_{298}) + R \int_{T_{ref}}^T \frac{C_p}{R} - RT \int_{T_{ref}}^T \frac{C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

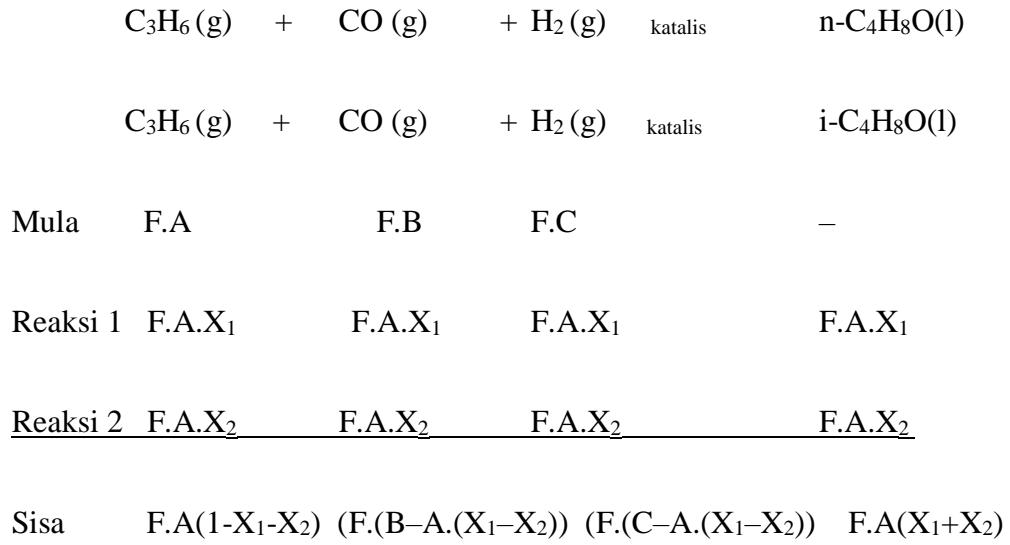
(Smith, 2009)

$$= -271.348,5458 \text{ kJ/kmol}$$

3. Tinjauan Kinetika Reaksi



F = Umpang gas masuk reaktor



Dari reaksi 1 dan 2, diperoleh

$$C_3H_6 = F.A (1 - X_1 - X_2)$$

$$\text{CO} = (\text{F.B} - (\text{F.A.} (\text{X}_1 + \text{X}_2)))$$

$$H_2 = (F.C - (F.A. (X_1 + X_2)))$$

$$\text{C}_4\text{H}_8\text{O} = \text{F.A.X}_1$$

$$i\text{-C}_4\text{H}_8\text{O} = \text{F.A.X}_2$$

a) Proses Oxo Klasik

Ratio C₄H₈O : i-C₄H₈O = 80 : 20

$$\text{Konversi} = \frac{\text{Mol Bereaksi}}{\text{Mol A Umpam}}$$

$$0.90 = \frac{F.A(X_1+X_2)}{F.A}$$

$$\text{Rasio Produk} = \frac{\text{Mol Produk Utama}}{\text{Mol Produk Sampinng}} = \frac{\text{Produk } n\text{-butiraldehid}}{\text{Produk iisobutiraldehid}}$$

$$\frac{F.A.X_1}{F.A.X_2} = \frac{4}{1}$$

$$\frac{X_1}{X_2} = 4$$

$$X_1 = 4X_2 \quad \dots \dots \dots (2)$$

Dari persamaan (1), dan (2) didapatkan:

$$X_1 = 0,72 \text{ dan } X_2 = 0,18$$

b) Proses Ruhrchemie AG

$$\text{Rasio } n\text{-C}_4\text{H}_8\text{O : i-C}_4\text{H}_8\text{O} = 95 : 5$$

$$\text{Konversi} = \frac{\text{Mol Bereaksi}}{\text{Mol A Umpam}}$$

$$0,85 = \frac{F.A(X_1+X_2)}{F.A}$$

$$X_2 = 0,85 - X_1 \quad \dots \dots \dots (3)$$

$$\text{Rasio Produk} = \frac{\text{Mol Produk Utama}}{\text{Mol Produk Sampinng}} = \frac{\text{Produk } n\text{-butiraldehid}}{\text{Produk iisobutiraldehid}}$$

$$\frac{F.AX_1}{F.A.X_2} = \frac{95}{5}$$

$$\frac{X_1}{X_2} = 19$$

$$X_1 = 19X_2 \quad \dots \dots \dots (4)$$

Dari persamaan (3), dan (4) didapatkan :

$$X_1 = 0,8075 \text{ dan } X_2 = 0,0425$$

4. Tinjauan Ekonomi

Tinjauan ekonomi ini bertujuan untuk mengetahui keuntungan yang dihasilkan oleh pabrik per kg produk yang dihasilkan pada masing-masing proses yang akan digunakan. Berikut Tabel 2.2 harga masing-masing komponen:

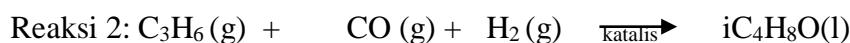
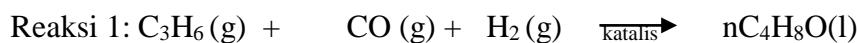
Tabel 2.2 Harga Komponen pada Proses Hidroformilasi

	Komponen	Rumus Kimia	\$/kg
Bahan Baku	Propilen	C ₃ H ₆	0,8
	Karbon Monoksida	CO	0,9
	Hidrogen	H ₂	1
Produk	n-butiraldehid	n-C ₄ H ₈ O	2,05

(Sumber : www.icis.com, 2020)

a) Proses Oxo Klasik

Reaksi yang terjadi:



$$\text{Basis} = 1 \text{ kg nC}_4\text{H}_8\text{O}(\text{n-Butiraldehid})$$

$$\text{BM nC}_4\text{H}_8\text{O} = 72 \text{ g/mol}$$

$$\text{BM iC}_4\text{H}_8\text{O} = 72 \text{ g/mol}$$

$$\text{BM C}_3\text{H}_6 = 42 \text{ g/mol}$$

$$\text{BM CO} = 28 \text{ g/mol}$$

$$\text{BM H}_2 = 2 \text{ g/mol}$$

$$\text{mol nC}_4\text{H}_8\text{O} = \frac{1000 \text{ g}}{72 \text{ g/mol}}$$

$$= 13,89 \text{ mol}$$

$$\text{Rasio n/i C}_4\text{H}_8\text{O} = 80 : 20$$

$$\text{Konversi} = 90\%$$

$$X_1 = 0,72 \text{ dan } X_2 = 0,18$$

Maka :

Jumlah Reaktan yang dibutuhkan :

$$\text{C}_3\text{H}_6 = 13,89 \text{ mol} / X_1$$

$$= 13,89 \text{ mol} / 0,72$$

$$= 19,29 \text{ mol}$$

$$= 19,29 \text{ mol} \times \frac{42 \text{ g}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}$$

$$= 0,81 \text{ kg}$$

$$\text{CO} = 19,29 \text{ mol} \times \frac{28 \text{ g}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}$$

$$= 0,54 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2 = 19,29 \text{ mol} \times \frac{2 \text{ g}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}$$

$$= 0,039 \text{ kg}$$

$$\text{mol iC}_4\text{H}_8\text{O} = 19,29 \text{ mol} \times X_2$$

$$= 19,29 \text{ mol} \times 0,18$$

$$= 3,47 \text{ mol}$$

Jumlah produk yang terbentuk :

$$\begin{aligned} nC_4H_8O &= 13,89 \text{ mol} \times \frac{72 \text{ g}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \\ &= 1 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jadi berdasarkan stoikiometri :

Reaksi 1	: C ₃ H ₆ (g) + CO(g) + H ₂ (g)	$\xrightarrow{\text{katalis}}$	nC ₄ H ₈ O(l)
Reaksi 2	: C ₃ H ₆ (g) + CO(g) + H ₂ (g)	$\xrightarrow{\text{katalis}}$	iC ₄ H ₈ O(l)
Mula mula	: 19,29	19,29	19,29
Bereaksi Reaksi 1	: 13,89	13,89	13,89
Bereaksi Reaksi 2	: 3,47	3,47	3,47
Sisa	: 1,93	1,93	17,36

Untuk menghitung keuntungan kasar, dapat digunakan persamaan berikut ini:

$$EP = \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku}$$

$$= n\text{-Butiraldehid} - (\text{Propilen} + \text{Karbonmonoksida} + \text{Hidrogen})$$

$$= (1 \text{ kg} \times 2,05 \text{ \$/kg}) - (0,81 \text{ kg} \times 0,8 \text{ \$/kg} + 0,54 \text{ kg} \times 0,9 \text{ \$/kg} + 0,039 \text{ kg}$$

$$\times 1 \text{ \$/kg})$$

$$= 2,05 \text{ \$} - (0,65 \text{ \$} + 0,50 \text{ \$} + 0,04 \text{ \$})$$

$$= 2,05 \text{ \$} - 1,18 \text{ \$}$$

$$= 0,86 \text{ \$/kg}$$

$$= 0,86 \text{ \$/kg} \times 1.000 \text{ kg/ton} \times 30.000 \text{ ton/tahun} (1\$ = \text{Rp}14.043,00)$$

$$= \text{Rp } 363.344.020.326,00 / \text{tahun}$$

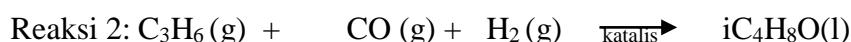
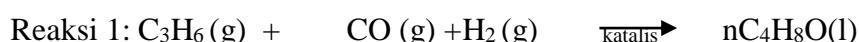
Harga bahan baku total adalah

$$= 1,18 \text{ \$/kg} (1\$ = \text{Rp. } 14043,00)$$

$$= \text{Rp}16.631,53 / \text{kg}$$

b) Proses Ruhrchemie AG

Reaksi yang terjadi:



Basis = 1 kg nC₄H₈O (n-Butiraldehid)

BM nC₄H₈O = 72 g/mol

BM iC₄H₈O = 72 g/mol

BM C₃H₆ = 42 g/mol

BM CO = 28 g/mol

BM H₂ = 2 g/mol

mol nC₄H₈O = $\frac{1000 \text{ g}}{72,11 \text{ g/mol}}$

$$= 13,87 \text{ mol}$$

Rasio n/i C₄H₈O = 95:5

Konversi = 85%

Jadi, X₁ = 0,8075 X₂ = 0,0425

Maka, jumlah reaktan yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_6 &= 13,87 \text{ mol} / X_1 \\
 &= 13,87 \text{ mol} / 0,8075 \\
 &= 17,18 \text{ mol} \\
 &= 17,18 \text{ mol} \times \frac{42 \text{ g}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \\
 &= 0,72 \text{ kg} \\
 \text{CO} &= 17,18 \text{ mol} \times \frac{28 \text{ g}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \\
 &= 0,48 \text{ kg} \\
 \text{H}_2 &= 17,18 \text{ mol} \times \frac{2 \text{ g}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \\
 &= 0,035 \text{ kg} \\
 \text{mol iC}_4\text{H}_8\text{O} &= 17,18 \text{ mol} \times X_2 \\
 &= 17,18 \text{ mol} \times 0,0425 \\
 &= 0,73 \text{ mol}
 \end{aligned}$$

Jumlah produk yang terbentuk:

$$\begin{aligned}
 \text{nC}_4\text{H}_8\text{O} &= 13,87 \text{ mol} \times \frac{72 \text{ g}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \\
 &= 1 \text{ kg} \\
 \text{iC}_4\text{H}_8\text{O} &= 0,73 \text{ mol} \times \frac{72 \text{ g}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \\
 &= 0,05 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Jadi berdasarkan stoikiometri:

Reaksi 1	: C ₃ H ₆ (g) + CO (g) + H ₂ (g)	$\xrightarrow{\text{katalis}}$	n-C ₄ H ₈ O(l)
Reaksi 2	: C ₃ H ₆ (g) + CO (g) + H ₂ (g)	$\xrightarrow{\text{katalis}}$	i-C ₄ H ₈ O(l)
Mula mula	: 17,18	17,18	17,18
Bereaksi Reaksi 1	: 13,87	13,87	13,87
Bereaksi Reaksi 2	: 0,73	0,73	0,73
Sisa	: 2,58	2,58	2,58
			14,60

Untuk menghitung keuntungan kasar, dapat digunakan peramaan berikut:

$$EP = \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku}$$

$$= n\text{-Butiraldehid} - (\text{Propilen} + \text{Karbon Monoksida} + \text{hidrogen})$$

$$= (1 \text{ kg} \times 2,05 \text{ \$/kg}) - (0,72 \text{ kg} \times 0,8 \text{ \$/kg} + 0,48 \text{ kg} \times 0,9 \text{ \$/kg} + 0,035 \text{ kg}$$

$$\times 1 \text{ \$/kg})$$

$$= 2,05 \text{ \$} - (0,58 \text{ \$} + 0,44 \text{ \$} + 0,04 \text{ \$})$$

$$= 2,05 \text{ \$} - 1,05 \text{ \$}$$

$$= 0,99 \text{ \$}$$

$$= 0,99 \text{ \$} \times 1.000 \text{ kg/ton} \times 30.000 \text{ ton/tahun} (1\$ = Rp 14.043,00)$$

$$= Rp 418.642.033.812,00 /tahun$$

Harga bahan baku total adalah

$$= 0,84 \text{ \$/kg} (1\$ = \text{Rp. } 14.043,00)$$

$$= \text{Rp}14.788,27 \text{ /kg}$$

Berikut perbandingan setiap proses pembuatan n-butiraldehid disajikan pada Tabel 2.3 sebagai perbandingan pemilihan proses, manakah proses yang lebih baik ditinjau dari segi ekonomi, kualitas produk, dan kondisi operasi.

Tabel 2.3 Perbandingan Pembuatan n-Butiraldehid

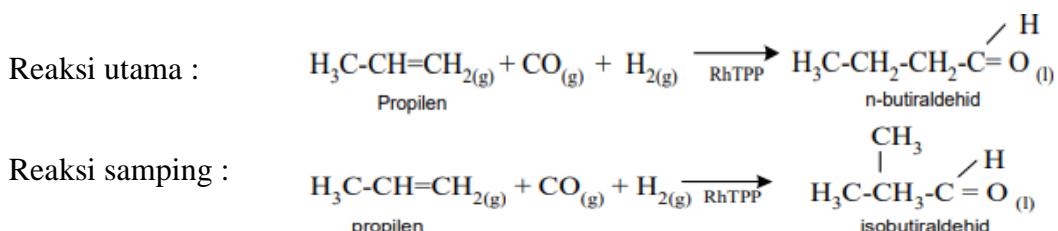
Keterangan	Proses	
	Oxo Klasik	Ruhrchemie AG
1. Jenis Katalis	CoH(CO) ₄ Cobalt tetracarbonyl hidrida	RhH(CO)(PR ₃) ₃ , R = m- C ₆ H ₄ SO ₃ Na Rhodium Triphenylphosphine
2. Developer	BASF, Kuhlmann	Ruhrchemie, Rhône-Poulenc
3. Suhu	130 – 160 °C (KirkOthmer, 1998)	80 – 120 °C (KirkOthmer, 1998)
4. Tekanan	100 – 200 bar (KirkOthmer, 1998)	7 – 30 bar (KirkOthmer, 1998)
5. Harga Bahan Baku	Rp16.631,53 /kg	Rp14.788,27 /kg
6. Keuntungan	Rp363.344.020.326,00 /tahun	Rp 418.642.033.812,00 /tahun
7. ΔH° suhu operasi	-3.216,94 kJ/kmol	-2.671,79 kJ/kmol
8. ΔG° suhu operasi	- 462.374,2643 kJ/kmol	- 271.348,5458 kJ/kmol
9. Konversi Proses	90% (Tudor Richard dan Michael Ashley, 2007)	85% (Emil, dkk, 2012)
10. Selektivitas Produk (n : i)	80 : 20 (Tudor Richard dan Michael Ashley, 2007)	95 : 5 (Emil, dkk, 2012)
11. Konversi Produk	X n-C ₄ H ₈ O = 72% (Xn-C ₄ H ₈ O, Xi-C ₄ H ₈ O) X i-C ₄ H ₈ O = 18%	X n-C ₄ H ₈ O = 80,75% X i-C ₄ H ₈ O = 4,25 %

12. Ketahanan Katalis	2 Tahun (Tudor Richard dan Michael Ashley, 2007)	2 Tahun (Tudor Richard dan Michael Ashley, 2007)
12.Harga Katalis	Rp.21.651,00/kg (www.alibaba.com)	Rp28.868,00/kg (www.alibaba.com)

2.3 Uraian Proses

Sebagian besar n-butiraldehid diproduksi dengan bahan baku propilen dan *syngas* (karbon monoksida dan hidrogen) dengan katalis RhTPP. Perbandingan mol reaktan CO: H₂ : propilen yang digunakan adalah 1 : 1 : 1. Propilen yang diumpulkan dengan perbandingan tersebut sudah menghasilkan konversi yang tinggi. Reaksi hidroformilasi, berlangsung dengan bantuan katalis Rhodium Triphenylphosphine (RhH(CO)(PR₃)₃) dilakukan pada suhu 120 °C, tekanan 10 atm. Perbandingan rasio selektivitas n-butiraldehid dengan i-butiraldehid cukup besar yaitu sekitar 95 : 5 (KirkOthmer, 1998). Sedangkan konversi menjadi butialdehid sebesar 85% (Emil, dkk, 2012).

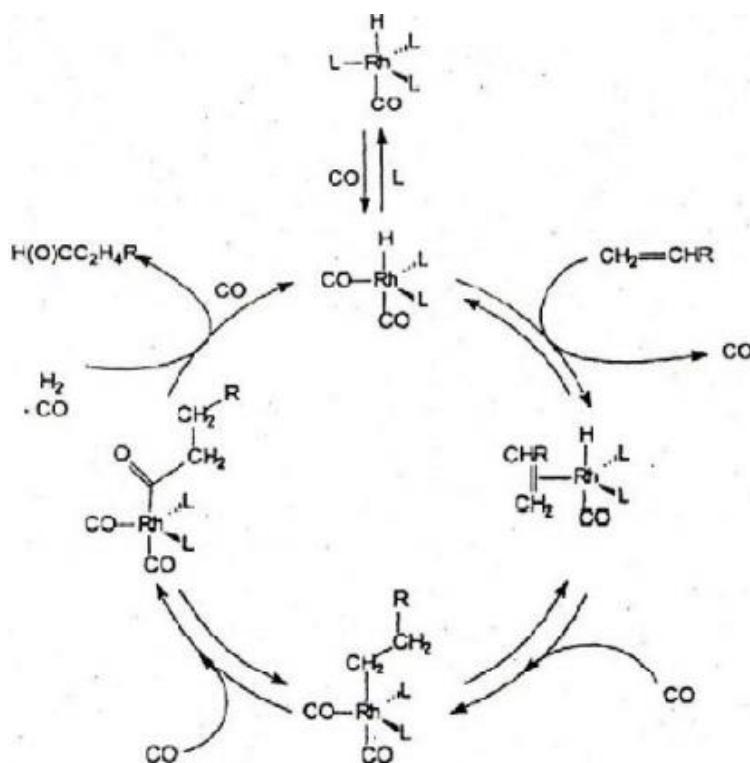
Mekanisme reaksi hidroformilasi antara propilen dan gas sintesa untuk menghasilkan n-butiraldehid dan i-butiraldehid sebagai produk samping dapat ditunjukkan pada persamaan berikut ini:



Reaksi dioperasikan dalam reaktor gelembung atau fluidized bed. Reaksi bersifat eksotermis dan irreversibel. Untuk menjaga suhu reaktor diperlukan

pendingin. Pendingin yang digunakan berupa air yang dialirkan dalam jaket di reaktor.

Mekanisme reaksi hidroformilasi antara propilen dan gas sintesa (hidrogen dan karbonmonoksida) dengan katalis *rhodium triphenylphosphine* ($\text{RhH}(\text{CO})\text{L}_3$) untuk menghasilkan n-butiraldehid sebagai produk utama dan i-butiraldehid sebagai produk samping dapat ditunjukkan pada gambar di bawah ini:



Gambar 2.2 Mekanisme reaksi hidroformilasi propilen dengan katalis



Katalis yang dipakai pada reaksi hidroformilasi adalah *Rhodium triphenylphospine*. ‘L’ pada gambar diatas berarti ligan, dimana ligan pada katalis ini yaitu *phenylpospine* yang berjumlah tiga. Reaksi dimulai dari bagian

atas siklus, substitusi ligan L dengan ligan CO untuk mengubah $\text{RhH}(\text{CO})\text{L}_3$ kompleks menjadi $\text{RhH}(\text{CO})_2\text{L}_2$. Hal ini diikuti dengan adanya (Koten, 1999):

- a. Pelepasan CO dan penggabungan propilen dengan logam kompleks.
- b. Penggabungan CO dengan logam kompleks dan penambahan atom hidrogen pada ikatan rangkap propilen.
- c. Penggabungan CO dengan logam kompleks tersebut diikuti dengan penambahan CO pada ikatan rangkap propilen.
- d. Pelepasan CO, penggabungan H_2 , pelepasan butiraldehid dan penggabungan CO dengan logam kompleks kembali seperti pada tahap awal siklus.

Katalis berfungsi untuk mengikat propilen dan CO. Setelah terikat pada katalis, propilen dan CO akan menghidrogenelisis menjadi butiraldehid. Katalis *rhodium-triphenylphospine* yang berupa padatan sebelum dimasukkan ke dalam reaktor dicampurkan dengan air dalam sebuah mixing tank. Katalis berfungsi untuk mempercepat laju reaksi, meskipun katalis tidak berubah pada akhir reaksi, tetapi katalis tetap ikut aktif dalam reaksi. Kecepatan reaksi dapat dipercepat karena energi aktivasi tiap langkah reaksi dengan menggunakan katalis akan lebih rendah jika dibandingkan dengan tidak menggunakan katalis. Konversi kesetimbangan tidak dipengaruhi katalis, tetapi selektifitas dapat ditingkatkan dengan adanya katalis. Pada reaksi hidroformilasi digunakan katalis *rhodium-triphenylphospine*, serta air untuk pendistribusian katalis dalam reaktor. Katalis tidak larut dalam air dan produk. Proses produksi n-butiraldehid dapat dibagi dalam beberapa tahap, yaitu:

a) Persiapan bahan baku

- 1) Propilen dan gas sintesis (karbonmonoksida dan hidrogen) digunakan sebagai bahan baku pembuatan butiraldehid dengan menggunakan proses hidroformilasi. Propilen yang digunakan diperoleh dari hasil samping pengilangan minyak bumi, yang terdiri dari campuran propilen 99,5% dan propana 0,5%. Bahan baku propilen pada fase gas dialirkan langsung dari PT Chandra Asri, sedangkan gas sintesis yang merupakan campuran dari gas hidrogen (H_2) dan karbonmonoksida (CO) dialirkan langsung dari PT Gas Semator Indonesia melalui sistem perpipaan pada kondisi 30°C dan tekanan 10 atm. Tidak menggunakan tangki penyimpanan dikarenakan apabila dibuat tangki, dibutuhkan sejumlah tangki yang cukup banyak sehingga tidak ekonomis untuk ketiga bahan baku gas berupa propilen, karbonmonoksida dan hidrogen tersebut. Serta adanya pembuatan perjanjian kerjasama atau MOU dengan pabrik selama waktu yang telah ditentukan bahan baku akan terus terdistribusi.
- 2) Katalis *Rhodium Triphenylphospine* berbentuk padatan kristal putih dan air dimasukkan ke dalam mixing tank (MT-101). Di dalam MT-101, katalis ini bercampur dengan air sehingga diperoleh *slurry* dengan konsentrasi 12% kg katalis / kg air.

b) Pembentukan Produk

- 1) Reaksi Proses

Di dalam reaktor *fluidized bed/gelembung* dengan *sparger* (RE-101) terjadi reaksi pembentukan n-butiraldehid sebagai produk utama dan i-butiraldehid sebagai produk samping. Reaktor beroperasi pada suhu 120°C

tekanan 10 atm. Reaksi yang terjadi adalah gas-cair dengan bantuan katalis *Rhodium Triphenylphospine*. Reaksi bersifat eksotermis dan *irreversible*. Reaktan gas dialirkkan dari bagian bawah reaktor. Dalam reaktor terjadi kenaikan temperatur akibat reaksi yang eksotermis sehingga untuk mempertahankan kondisi operasi diperlukan jaket pendingin. Umpam gas dari kondisi pabrik dinaikkan temperaturnya mencapai suhu 120°C dengan pemanas HE-101. Mixing Tank (MT-101) hanya digunakan pada start-up untuk preparasi penyiapan katalis yaitu berupa *slurry* yang berfungsi untuk mercampurkan padatan katalis dengan air setelah *continue* digunakan sebagai tangki penyimpanan air make-up, lalu campuran *slurry* dinaikkan tekanannya 10 atm dengan pompa dan dinaikkan suhunya pada pemanas HE-102 dari 30°C menjadi 120°C, untuk mencapai kondisi di reaktor. Di dalam reaktor konversi yang dihasilkan sebesar 85% dengan selektivitas antara n-Butiraldehid dan i-Butiraldehid sebesar 95:5.

2) Pemisahan produk RE-101

Gas keluaran RE-101 yang keluar dari blower (BL-101) berupa sisa gas reaktan, sebagian produk serta air yang berbentuk gas dibawa ke kondensor parsial (PC-101) agar n-Butiraldehid, i-Butiraldehid serta air dapat dikondensasikan. Keluaran PC-101 bersuhu 20°C, dengan tekanan yang masih tetap sama yaitu 10 atm. Produk gas *uncondensable* dalam kondensor parsial berupa gas sisa reaktan di-*recycle* dan sebagian lagi dibuang (di-*purgung*) agar gas pengotor berupa propane dapat dibuang. Kandungan propana yang diperbolehkan di dalam reaktor hanya kurang dari 0,5%. Gas *purgung* diikutkan kedalam boiler untuk sebagai bahan

bakar tambahan. Produk cair berupa n-butiraldehid, i-butiraldehid, air dan katalis dari reaktor dialirkan menuju centrifugal separator (CS-101) bersuhu 120°C dan tekanan 10 atm. *Centrifuge* yaitu pemisahan *liquid – liquid* dengan menggunakan *centrifuge* tipe *tubular bowl* digunakan untuk memisahkan produk dan air dengan padatan katalis yang berbentuk slurry untuk kembali total ke dalam reaktor. Sedangkan kekurangan air dalam reaktor akan ditambahkan *make-up* air dari utilitas dimana air yang digunakan berupa air demin. Dalam *centrifuge* terjadi pemisahan *liquid-liquid* berdasarkan perbedaan densitas antara produk dan larutan katalis (berupa air dan rhodium tripenilpospin), dimana densitas air sebesar 1000 kg/m³ sedangkan densitas isobutiraldehid sebesar 760 kg/m³ dan normal butiraldehid 780 kg/m³, sehingga cairan terbagi menjadi dua yaitu fraksi ringan terdiri dari n-butiraldehid, isobutiraldehid (serta sedikit air terikut akibat efisiensi kerja *centrifugal separator*) dan fraksi berat terdiri dari air, padatan katalis (sedikit n-butiraldehid dan i-butiraldehid yang terikut akibat kelarutan terhadap air). Padatan / solid dapat terikut bersama densitas yang paling besar berupa air karena *centrifuge* ini juga mempunyai fungsi sebagai penjernihan/*clarifying* pada cairan yang paling ringan untuk memisahkan solid pada ukuran partikel yang sangat halus sehingga terikut bersama cairan dengan densitas yang terbesar (*heavy* produk). Hal tersebut disebabkan oleh gaya sentrifugal yang besar sehingga solid terlempar kearah dinding centrifuge dan keluar bersama air sebagai produk fraksi berat. Campuran fraksi berat tersebut di-*recycle* menuju reaktor.

Sedangkan produk fraksi ringan dari *centrifuge* yang terdiri dari campuran n-butiraldehid, i-butiraldehid dan air akan dialirkan ke distilasi kolom. Untuk mencapai suhu operasi pada distilasi kolom (DC-101), larutan dari *centrifuge* diturunkan temperaturnya di dalam cooler (CO-101) terlebih dahulu, dan kemudian akan bercampur dengan larutan kondensat dari PC-101 di Mix point 4 (MP-104). Selanjutnya campuran produk diekspansikan pada *expansion valve* (EV-101) untuk diturunkan tekanan dari 10 atm menjadi 1 atm, dimana penurunan tekanan ini menyebabkan penurunan suhu sehingga dapat sesuai dengan kondisi di dalam distilasi kolom DC-101 untuk dimurnikan lebih lanjut.

3. Pemurnian Produk

Di dalam kolom destilasi DC-101 terjadi pemisahan dari campuran larutan berdasarkan volatilitas. Sehingga produk samping dari destilasi ini selanjutnya dikondensasi pada kondensor CD-101 dan dihasilkan kemurnian i-butiraldehid. Hasil dari kondensasi sebagian di refluks ke kolom destilasi dan sebagian lagi digunakan untuk bahan bakar di boiler. Produk bawah berupa n-butiraldehid dengan kemurnian 94,3 % dari kolom distilasi dikeluarkan dari reboiler RB-101. Selanjutkan n-butiraldehid ditingkatkan kemurniannya dengan masuk ke distilasi kolom yang ke dua (DC-102) untuk dipisahkan dari air sehingga mencapai kemurnian 99,4 %. Dimana keluaran produk *light key* DC-102 berupa n-butiraldehid sebagai produk utama dan *heavy key* berupa air yang akan dimurnikan di pembuangan limbah.

III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pembantu

1. Propilen

Rumus Molekul	: C ₃ H ₆
Wujud	: Gas
Berat molekul	: 42 gram/mol
Titik leleh	: -185 °C
Titik didih pada 1 atm	: -48 °C
Densitas cair pada -50°C	: 0,612 gram/cm ³

(Yaws, 1999)

Kemurnian	: 99,4 %
Impurity	: 0,6 % (C ₃ H ₈)

(PT Chandra Asri)

2. Hidrogen

Rumus Molekul	: H ₂
Wujud	: Gas
Berat molekul	: 2 gram/mol
Titik Didih pada 1 atm	: -252,7°C
Titik leleh	: -259,1°C
Densitas	: 0,0352 gram/ml

(Yaws, 1999)

Kemurnian : 99,9999 %

Impurity : 0,0000 %

(PT Samator Gas Indonesia)

3. Karbonmonoksida

Rumus Molekul : CO

Wujud : Gas

Berat Molekul : 28 gram/mol

Titik didih pada 1 atm : -192 °C

Titik leleh : -207 °C

Densitas : 1,251 kg/m³

(Yaws, 1999)

Kemurnian : 99,9999 %

Impurity : 0,0000 %

(PT Samator Gas Indonesia)

4. Rhodium Tripenilpospin (RHTPP)

Rumus Molekul : RhH(CO)(PR₃)₃

Wujud : Padatan kristal putih

Berat Molekul : 365 gram/mol

Ukuran Kristal : 34,4 nm

Massa Jenis : 12,41 gr/cm³

Titik didih pada 1 atm : 3695 °C

Titik lebur : 1964 °C

Densitas : 1,2501 kg/m³

5. Air

Rumus molekul	: H ₂ O
Wujud	: Cair
Berat molekul	: 18 gram/mol
Titik beku	: 0 °C
Titik didih	: 100 °C
Densitas	: 1 gram/ml

(Perry, 1999)

3.2 Spesifikasi Produk

1. n-Butiraldehid (Produk Utama)

Rumus molekul	: C ₄ H ₈ O
Wujud	: Cair
Berat molekul	: 72 gram/mol
Titik beku	: -96,4 °C
Titik didih	: 74,8 °C
Densitas cairan	: 780 kg/m ³
Viskositas	: 0.343 cP
Kemurnian	: 99,4 %

2. i-Butiraldehid

Rumus molekul	: C ₄ H ₈ O
Wujud	: Cair
Berat molekul	: 72 gram/mol

Titik beku	: -65,9 °C
Titik didih	: 64,1 °C
Densitas cairan	: 760 kg/m ³
Viskositas	: 0.504 cP

X. SIMPULAN DAN SARAN

10.1 Simpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik Normal Butiraldehid dengan kapasitas 30.000 ton/tahun dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. *Percent Return on Investment* (ROI) sesudah pajak sebesar 19,00%.
2. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak 3,09 tahun.
3. *Break Even Point* (BEP) sebesar 41,92% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 20,05%, yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti berproduksi karena merugi.
4. *Interest Rate of Return* (IRR) sebesar 24,99%, lebih besar dari suku bunga bank saat ini, sehingga investor akan lebih memilih untuk menanamkan modalnya ke pabrik ini daripada ke bank.

10.2 Saran

Berdasarkan pertimbangan hasil analisis ekonomi di atas, maka dapat diambil kesimpulan bahwa Prarancangan Pabrik Buitraldehid dengan kapasitas 30.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dari segi proses maupun ekonominya.

Daftar Pustaka

Aquarina Limbong, 2009 .Alkalinitas: Analisa Dan Permasalahannya

Untuk Air Industri.USU Repository.

Badan Pusat Statistik, 2020, *Statistic Indonesia*, www.bps.go.id,

Indonesia

Brown.G.George. 1950, *Unit Operation 6^{ed}*, Wiley&Sons, USA.

Brownell.L.E. and Young.E.H., 1959, *Process Equipment Design 3^{ed}*,

John Wiley & Sons, New York.

Coulson.J.M. and Richardson.J.F., 1983, *Chemical Engineering vol 6*,

Pergamon Press Inc, New York.

Emil, florin tuta, Grigore bozga, 2012, *Kinetics Of Propylene*

Hydroformylation In The Presence Of Modified Rhodium

Triphenylphosphine Catalyst. ISSN 1454-2331. U.P.B. Sci.

Bull., Series B, Vol. 74, Iss. 4

Evans, Frank.L.Jr. 1985, *Equipment Design Handbook vol 1*, Gulf

Publishing Houston, Texas.

Fogler.A.H.Scott, 1999, *Elements of Chemical Reaction Engineering*,
Prentice Hall International Inc, New Jersey.

Geankolis.Christie.J., 1993, *Transport Processes and unit Operation*
3th ed, Allyn & Bacon Inc, New Jersey.

Himmeblau.David., 1996, *Basic Principles and Calculation in Chemical
Engineering*, Prentice Hall Inc, New Jersey Kern.D.Q., 1983,
Process Heat Transfer, McGraw-Hill Book Company, New
York.

Kawamura, S. 1991. Integrated Design of Water Treatment Facilities.
John Willey & Sons, Inc

Kern.D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill Book Company,
New York.

Kirk, R.E and Othmer, D.F., 2006, “Encyclopedia of Chemical
Technologi”, 4nd ed., vol. 17., John Wiley and Sons Inc., New
York.

Koten, G. van, and van Leeuwen, P.W.N.M., 1999, Homogeneous
Catalysis with Transition Metal Complexes, Stud.Surf.Sci.Catal

Levenspiel.O., 1972, *Chemical Reaction Engineering 2nd edition*, John
Wiley and Sons Inc, New York.

Lestari, D.E., Utomo, S.B., Sunarko, Virkyanov. 2008. Pengaruh
Penambahan Biosida Pengoksidasi Terhadap Kandungan Klorin

untuk Pengendalian Pertumbuhan Mikroorganisme pada Air Pendingin Sekunder RSG-GAS. Kawasan Puspitek Serpong, Tangerang, Banten: Pusat Reaktor Serba Guna-BATAN.

Megyesy.E.F., 1983, *Pressure Vessel Handbook*, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc, USA.

McCabe.W.L. and Smith.J.C., 1985, *Operasi Teknik Kimia*, Erlangga, Jakarta.

Morrell et all, 1981, *Hidroformylation Process*, No 4.260.828. Unite States Patent.

Othmer, Kirk. 1969. *Encyclopedia of Chemical Technology Vol 16*. John Wiley & Sons: Newyork

Perry, Robert H., 1997, *Perry's Chemical Engineerings' Handbook*, McGraw-Hill : New York.

Perry, Robert H., 1999, *Perry's Chemical Engineerings' Handbook*, McGraw-Hill : New York.

Peter.M.S. and Timmerhause.K.D., 1991, *Plant Design an Economic for Chemical Engineering 3^{ed}*, McGraww-Hill Book Company, New York.

Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", Mc Graw Hill Book Company, New York.

Reklaitis, 1984, *Mass & Energy Balance*, John Wiley and Sons, New York.

Smith.J.M. and Van Ness.H.C., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 3^{ed}*, McGraw-Hill Inc, New York.

Treyball.R.E., 1983, *Mass Transfer Operation 3^{ed}*, McGraw-Hill Book Company, New York.

Timmerhaus, Klaus D., 1991, *Plant Design and Economics For Chemical Engineering*, 5th Edition, McGraw-Hill : New York.

Timmerhaus, Klaus D., 2004, *Plant Design and Economics For Chemical Engineering*, 5th Edition, McGraw-Hill : New York.

Ullmann, 2005, “ Ullmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry”, propionic Acid and derivatives, pp. 3-6, WILEY-VCH Verlag & Co. KgaA, Boschstr.

Ulrich.G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc, New York.

US Patent No 9,174,407 B2 Hydroformylation Process.

Walas. S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, Butterworth Publishers, Stoneham USA.

www.matches.com.

www.alibaba.com

www.mhhe.com

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw Hill Book

Co., New York