

LAPORAN KERJA PRAKTIK
PERHITUNGAN *TRAY* AKTUAL KOLOM DISTILASI
ALDEHYDE* DAN PEMURNIAN *ISOBUTYRALDEHYDE



Disusun Oleh :

- 1. MOCHAMAD ALVIN ILLIYYIN (2032010018)**
- 2. ZAHROINY MAULIDYAH (2032010040)**

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
UNIVERSITAS INTERNASIONAL SEMEN INDONESIA
GRESIK
2023

LAPORAN KERJA PRAKTIK
PERHITUNGAN *TRAY* AKTUAL KOLOM DISTILASI
***ALDEHYDE* DAN PEMURNIAN**
ISOBUTYRALDEHYDE



Disusun Oleh:

- 1. MOCHAMAD ALVIN ILLIYYIN (2032010018)**
- 2. ZAHROINY MAULIDYAH (2032010040)**

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
UNIVERSITAS INTERNASIONAL SEMEN INDONESIA
GRESIK
2023

LEMBAR PENGESAHAN

**LAPORAN MAGANG
DI PT PETRO OXO NUSANTARA**

Departemen Produksi

(Periode : 01 Agustus s.d 31 Oktober 2023)


Disusun Oleh:

MOCHAMAD ALVIN ILLIYYIN (2032010018)

ZAHROINY MAULIDYAH (2032010040)

Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Kimia UISI

Menyetujui,
Dosen Pembimbing Kerja Praktek



Yuni Kurniati, S.T., M.T.
NIP. 2015015


Surya Iryana Ihsanpuro, S.T., M.T.
NIP. 2022063

Gresik, 31 Oktober 2023
PT PETRO OXO NUSANTARA

Mengetahui,
HRGA Manager


Wahib Amrozi

Menyetujui,
Pembimbing Lapangan

Yuliman Muharram

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah swt yang telah memberikan rahmat, hidayah serta karunia-Nya, sehingga penulis dapat melaksanakan Kerja Praktik di PT Petro Oxo Nusantara dan dapat menyusun Laporan Kerja Praktik ini tepat pada waktunya. Adapun kegiatan kerja praktik ini merupakan salah satu syarat yang harus dilaksanakan untuk menyelesaikan program studi Sarjana Jurusan Teknik Kimia Universitas Internasional Semen Indonesia.

Dalam Penyusunan Laporan Kerja Praktik ini tidak lepas dari bimbingan, dukungan, dan bantuan dari banyak pihak. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan terima kasih kepada pihak yang ikut berpartisipasi diantaranya :

1. Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya penulis masih diberikan kesehatan serta kemampuan dalam melaksanakan Kerja Praktik dan dapat menyelesaikan Laporan Kerja Praktik ini.
2. Ibu Yuni Kurniati, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Agroindustri, Universitas Internasional Semen Indonesia.
3. Ibu Surya Iryana Ihsanpuro, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing Kerja Praktik Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Agroindustri, Universitas Internasional Semen Indonesia.
4. Ibu Yuni Kurniati, S.T., M.T. selaku Koordinator Kerja Praktik Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Agroindustri, Universitas Internasional Semen Indonesia.
5. Ibu Nestri Rahayu Prihatni selaku HRGA PT PETRO OXO NUSANTARA.
6. Bapak Yuliman Muharram selaku Pembimbing Lapangan Kerja Praktik atas bimbingan dan arahan dalam penyusunan laporan ini.
7. Orang tua dan keluarga kami atas dukungan dan doanya sehingga kami tetap dapat melaksanakan Kerja Praktek dengan baik.
8. Seluruh pihak lainnya yang telah membantu selama pelaksanaan Kerja Praktik di PT Petro Oxo Nusantara.

Penulis menyadari bahwa penyusunan Laporan Kerja Praktik ini masih terdapat kekurangan baik dari segi susunan kalimat maupun dalam pembahasannya. Oleh karena itu, penulis menerima segala saran dan kritik dari



Laporan Magang Tanggal 31/10/2023

Di PT PETRO OXO NUSANTARA

pembaca agar dapat memperbaiki laporan ini. Semoga Laporan Kerja Praktik ini dapat memberikan manfaat kepada pembaca.
Wassalamu'alaikum Wr. Wb.

Gresik, 31 Oktober 2023

Penulis

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Halaman Pengesahan.....	ii
Kata Pengantar.....	iii
Daftar Isi	iv
Daftar Gambar	vi
Daftar Tabel.....	vii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tujuan dan Manfaat	2
1.3 Metodologi Pengumpulan Data.....	3
1.4 Waktu dan Tempat Pelaksanaan Magang	3
1.5 Nama Unit Kerja Tempat Pelaksanaan Magang	3
BAB II PROFIL PT. PETRO OXO NUSANTARA	
2.1 Sejarah dan Perkembangan PT PON.....	4
2.2 Visi dan Misi PT PON	4
2.3 Logo PT PON.....	5
2.4 Lokasi PT PON	5
2.5 Struktur Organisasi PT PON	7
2.6 Produk PT PON.....	7
BAB III TINJAUAN PUSTAKA	
3.1 Proses Produksi <i>Syn Gas</i>	10
3.1.1 Proses Desulfurisasi	10
3.1.2 Proses <i>Tubular Steam Reforming</i>	12
3.1.3 Proses <i>CO₂ Removal</i>	14
3.1.4 Proses Unit <i>Membrane</i>	14
3.1.5 Pemurnian Unit <i>Pressure Swing Adsorption (PSA)</i>	15
3.2 Uraian Proses Produksi Octanol Plant	15
3.2.1 Reaksi Oxo	16
3.2.2 Proses Distilasi Aldehyd	18
3.2.3 Proses Kondensasi Aldol dan Produksi 2-Ethyl Hexanol	18
3.2.4 Normal Butanol (NBA) <i>Recovery</i>	21
3.2.5 Produksi Iso Butanol (IBA)	22
3.3 Uraian Proses Produksi CO ₂ Liquid.....	24
3.4 Distilasi	25
3.5 Tipe Kolom Distilasi	27

BAB IV PEMABAHASAN

4.1 Struktur Organisasi Unit Kerja.....	28
4.2 Tugas Unit Kerja.....	28
4.3 Penjelasan Singkat Tugas Unit Kerja.....	28
4.4 Tugas Khusus 1	29
4.4.1 Tujuan Penelitian	29
4.4.2 Metodologi Penelitian	29
4.4.3 Hasil dan Pembahasan.....	32
4.4.4 Kesimpulan Penelitian	41
4.5 Tugas Khusus 2	42
4.5.1 Tujuan Penelitian	42
4.5.2 Metodologi Penelitian	42
4.5.3 Hasil dan Pembahasan.....	45
4.5.4 Kesimpulan Penelitian	62
4.6 Kegiatan Kerja Praktik.....	63
4.7 Jadwal Kerja Praktik	63

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan	64
5.2 Saran.....	64

DAFTAR PUSTAKA	65
-----------------------------	-----------

LAMPIRAN.....	65
----------------------	-----------

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Logo PT PON	5
Gambar 2.2 Peta Lokasi PT PON	5
Gambar 2.3 Tata Letak Pabrik PT PON	6
Gambar 2.4 Struktur Organisasi PT PON	7
Gambar 3.1 <i>Process Flow</i> Diagram Produksi <i>Syn Gas</i>	10
Gambar 3.2 <i>Process Flow</i> Diagram Produksi <i>Octanol</i>	15
Gambar 3.3 <i>Process Flow</i> Diagram Produksi 2-EH.....	21
Gambar 3.4 <i>Process Flow</i> Diagram <i>NBA Recovery</i>	22
Gambar 3.5 <i>Process Flow</i> Diagram Produksi IBA	23
Gambar 3.6 Blok diagram proses pembuatan CO ₂ Liquid	24
Gambar 4.1 Struktur Organisasi <i>Distribution Control System</i> (DCS)	28
Gambar 4.2 Tahap Pengerjaan Tugas Khusus 1	29
Gambar 4.3 Tahap Pengerjaan Tugas Khusus 2.....	42

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk PT PON	7
Tabel 4.1 Data Fisik T-140.....	33
Tabel 4.2 Neraca Massa Feed, Distilat, dan Bottom Tugas 1	33
Tabel 4.3 Neraca Energi Total Tugas 1	41
Tabel 4.4 Data Fisik TK-162.....	45
Tabel 4.5 Neraca Massa Feed, Distilat, dan Bottom Kolom Pertama Tugas 2	46
Tabel 4.6 Neraca Energi Total Kolom Pertama Tugas 2.....	54
Tabel 4.7 Neraca Massa Feed, Distilat, dan Bottom Kolom Kedua Tugas 2	55
Tabel 4.8 Neraca Energi Total Kolom Kedua Tugas 2	62
Tabel 4.9 Jadwal Kerja Praktik	63

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kerja Praktik (KP) merupakan salah satu mata kuliah yang ada di perguruan tinggi. Kerja praktik merupakan mata kuliah yang menerapkan berbagai keilmuan yang diterima oleh mahasiswa secara langsung di perusahaan atau instansi tertentu. Dalam program studi Teknik Kimia kerja praktik merupakan hal yang penting dilakukan, karena dalam kerja praktik mahasiswa dituntut untuk dapat memahami proses dan operasi yang terjadi di pabrik dalam bidang kimia. Oleh karena itu, mahasiswa memutuskan suatu kegiatan keilmuan yang bersifat praktis. Tujuan dari adanya mata kuliah kerja praktik adalah untuk memberikan wawasan kepada mahasiswa terkait dunia kerja yang sebenarnya. Dari diadakannya kerja praktik ini diharapkan mahasiswa dapat menerapkan keilmuan yang didapatkan saat kerja praktik dan membandingkannya dengan keilmuan yang didapatkan saat kuliah. Mahasiswa juga diharapkan dapat menyelesaikan masalah yang diberikan melalui tugas khusus. Serta mahasiswa diharapkan untuk mempunyai kemampuan yang cukup untuk terjun di bidang profesi sesuai dengan pendidikan yang didapatkan saat di perguruan tinggi.

Dari latar belakang tersebut, maka kerja praktik perlu dilakukan di PT. Petro Oxo Nusantara (PON) yang merupakan salah satu perusahaan dengan pusat penerapan ilmu dan disiplin teknik kimia dalam industri *Di-Ethyl Hexanol* (DEH), *Iso-Butanol* (IBA), *n-butanol* (NBA), dan *Liquid Carbon Dioxide* (LCO₂). Bahan baku yang digunakan dalam proses produksi adalah *Propylene* dan Sintesis Gas (Campuran gas CO dan H₂). Adapun kapasitas produksi dari PT. Petro Oxo Nusantara (PON) adalah pada produk *2-Ethyl Hexanol* (2-EH) memiliki kapasitas produksi sebesar 135.000 MT/Tahun, *n-butanol* (NBA) memiliki kapasitas produksi sebesar 1.000 MT/Tahun, *Iso-Butanol* (IBA) memiliki kapasitas produksi sebesar 15.000 MT/Tahun, dan *Liquid Carbon Dioxide* (LCO₂) memiliki kapasitas produksi sebesar 36.000 MT/Tahun. Sehingga dapat memberikan banyak masukan dan informasi keilmuan yang berkaitan dengan proses kimia dalam pembuatan DEH, NBA, IBA, dan LCO₂.

1.2 Tujuan dan Manfaat

Berikut adalah Tujuan dari adanya kerja praktik di PT Petro Oxo Nusantara:

1.2.1 Tujuan

Tujuan kerja praktik terbagi menjadi dua, yaitu tujuan umum dan tujuan khusus. Adapun tujuan umum dan tujuan khusus adalah sebagai berikut:

Umum

1. Mengimplementasikan teori yang telah diperoleh di kegiatan belajar mengajar dengan pengaplikasiannya di dalam skala industri.
2. Memperoleh pengalaman di dalam lingkup lingkungan kerja dan mendapat peluang untuk dapat berlatih menangani permasalahan yang kerap terjadi di masyarakat.
3. Menambah wawasan dari segi penerapan dan aplikasi ilmu Teknik Kimia.

Khusus

1. Untuk memenuhi beban satuan kredit semester (SKS) yang harus ditempuh sebagai persyaratan akademis di Jurusan Teknik Kimia UISI.
2. Mengetahui proses *produksi* di PT Petro Oxo Nusantara.

1.2.2 Manfaat

Manfaat dari pelaksanaan kerja praktik di PT Petro Oxo Nusantara adalah sebagai berikut:

1. Bagi Perguruan Tinggi

- a. Menambah kompetensi dan kualitas pendidikan agar nantinya mampu menghasilkan lulusan yang kompeten dan dibutuhkan di dunia kerja, terutama PT. Petro Oxo Nusantara (PON).
- b. Meningkatkan kerja sama program studi antara Universitas Internasional Semen Indonesia (UISI) dengan PT. Petro Oxo Nusantara (PON).

2. Bagi Instansi

- a. Memberikan kontribusi sehingga instansi pemerintah mampu berbagi ilmu pengetahuan beserta kemampuan yang dibutuhkan di dunia kerja nantinya, dengan tujuan untuk mencetak lulusan yang kompeten.
- b. Membangun kerjasama antara dunia pendidikan dengan instansi pemerintah serta mempererat kerjasama dengan perguruan tinggi terkait.
- c. Memperoleh kritik dan saran yang membangun dari mahasiswa yang melakukan kerja praktik.

3. Bagi Mahasiswa

- a. Memperoleh pengalaman kerja di PT. Petro Oxo Nusantara (PON) sehingga mampu menerapkan dan mengaplikasikan teori yang telah didapat di bangku perkuliahan.
- b. Belajar secara langsung mengenai pengelolaan limbah cair dengan ahli

terkait secara langsung.

- c. Mendapatkan keterampilan, ilmu pengetahuan, dan wawasan guna meningkatkan kompetensi sehingga nantinya mampu diimplementasikan di dunia kerja.

1.3 Metodologi Pengumpulan Data

Metodologi yang digunakan untuk memperoleh data dalam pelaksanaan kerja praktik adalah sebagai berikut :

- a. Survei Lapangan
Survei lapangan dilakukan dengan melakukan tanya jawab secara langsung pada pembimbing lapangan serta karyawan di unit kerja *Distribution Control System* (DCS).
- b. Observasi
Observasi dilakukan dengan melakukan pengamatan secara langsung mengenai objek yang diperlukan.
- c. Studi Literatur
Studi literatur dilakukan dengan melakukan pencarian data-data pendukung baik di perpustakaan PT Petro Oxo Nusantara maupun perpustakaan lain yang linier.

1.4 Waktu dan Tempat Pelaksanaan Magang

Lokasi : PT PETRO OXO NUSANTARA

Jl. Gubernur Suryo no: 134, Tlogopojok, Gresik, Jawa Timur, 61118

Waktu : 01 Agustus – 31 Oktober 2023

1.5 Nama Unit Kerja Tempat Pelaksanaan Magang

Unit Kerja: *Distributed Control System* (DCS).

BAB II

PROFIL PT PETRO OXO NUSANTARA

2.1 Sejarah dan Perkembangan PT Petro Oxo Nusantara

PT Petro Oxo Nusantara (PT PON) merupakan industri di bidang gas alam yang didirikan pada tahun 1995. PT PON merupakan satu-satunya perusahaan di Indonesia dan Asia Tenggara yang memproduksi 2-Ethyl Hexanol (2-EH), Normalbutanol (NBA), Iso-butanol (IBA), dan CO₂ liquid. Produk yang dihasilkan dari PT PON sekitar 75% diekspor keluar negeri sedangkan sekitar 25% digunakan untuk pemenuhan kebutuhan dalam negeri. Total kapasitas produksi pada PT PON sebesar 187.000 Metrik Ton (MT)/tahun. Rincian kapasitas produk, yaitu pada 2-EH sebesar 135.000 MT/tahun, IBA sebesar 15.000 MT/tahun, NBA sebesar 1.000 MT/tahun, dan CO₂ liquid sebesar 36.000 MT/tahun. Distribusi produk melalui dua jalur, yaitu jalur darat menggunakan truk tangki, container, dan drum. Sedangkan untuk jalur laut menggunakan saluran pipa dari PT. Petrokimia Gresik.

PT PON memiliki beberapa lisensor, diantaranya Haldor Topsoe, Mitsubishi Chemical, Honey Well, UOP, dan Pentair Union Engineering. Lisensor Haldor Topsoe berperan pada SMR (*Steam Methane Reformer*), Mitsubishi Chemical berperan dalam Octanol Plant, Honey Well dan UOP berperan dalam PSA Unit, serta Pentair Union Engineering berperan dalam CO₂ *recovery*. Dalam pendirian PT PON diperlukan investasi yang besar, yaitu US\$ 187.000.000 yang berasal dari beberapa perusahaan. perusahaan-perusahaan terkait yaitu dari PT. Tirtamas Majutama sebanyak 40%, PT. Eterindo Anugerah Prakarsa sebanyak 40%, Southern Pacific Petrochemical sebanyak 10%, dan Globechem Hongkong sebanyak 10%.

2.2 Visi dan Misi PT Petro Oxo Nusantara

Adapun visi dan misi PT Petro Oxo Nusantara dalam perusahaan yang memproduksi 2-EH adalah sebagai berikut :

2.2.1 Visi

Menjadi produsen di Ethyl Hexanol (2-EH) dan produsen kimia lainnya yang mampu memberi nilai tambah bagi para pemangku kepentingan.

2.2.2 Misi

- Disediakan produk dan layanan yang berkualitas, serta berkomitmen untuk keselamatan dan kesehatan kerja.
- Mengolah dana guna mengembangkan produk baru yang memberikan nilai tambah bagi perusahaan.
- Ikut serta dalam pembangunan masyarakat sekitar.

2.3 Logo PT Petro Oxo Nusantara

Logo PT PON dapat ditunjukkan pada Gambar 2.1 berikut.



Gambar 2.1 Logo PT PON

2.4 Lokasi PT Petro Oxo Nusantara

PT Petro Oxo Nusantara berlokasi di Jl. Gubernur Suryo No. 134, Lumpur, Tlogopojok, Kecamatan Gresik, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Adapun peta lokasi yang menunjukkan PT PON ada pada Gambar 2.2 berikut.



Gambar 2.2 Peta Lokasi PT PON

Sedangkan tata letak pabrik PT PON dapat ditunjukkan pada Gambar 2.3 berikut.



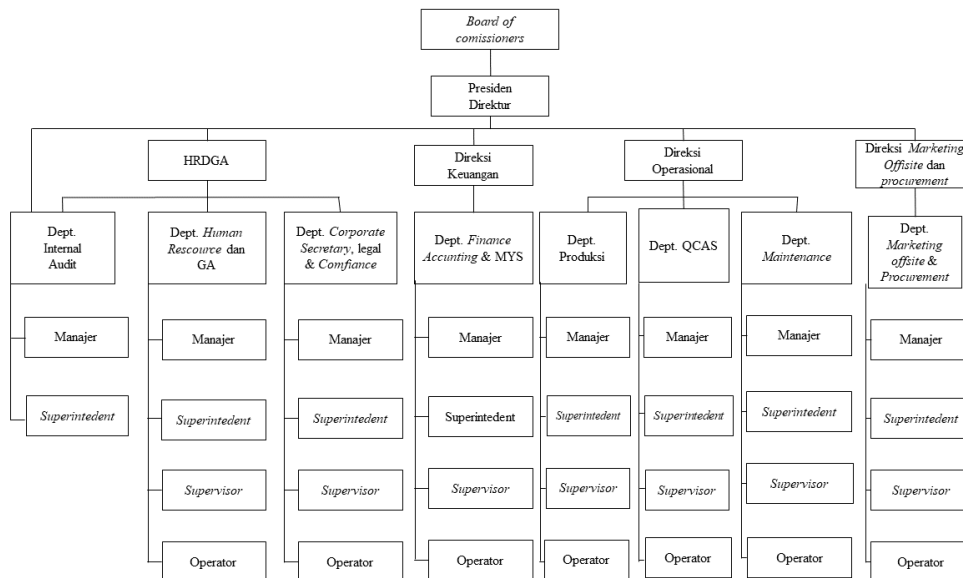
Gambar 2.3 Tata Letak Pabrik PT PON

Keterangan :

1. *Flare stack*
2. Tangki propilen
3. Tangki produk
4. Tangki intermediet
5. Unit *octanol*
6. Unit *syn gas*
7. Unit CO₂
8. Unit Utilitas
9. Gedung *maintenance*
10. *Distribution Control System / Control Room*
11. Musholla dan kantin
12. Kantor administrasi
13. Penyimpanan limbah B3
14. Gedung *safety*
15. Laboratorium

2.5 Struktur Organisasi PT Petro Oxo Nusantara

Struktur organisasi di PT Petro Oxo Nusantara dapat ditunjukkan pada Gambar 2.4 berikut.



Gambar 2.4 Struktur Organisasi PT PON

PT PON terdiri dari 8 departemen dengan rincian sebagai berikut :

1. Departemen *Financial Accounting & Management Information System*
2. Departemen *Internal Audit*
3. Departemen *HRD & General Affairs*

4. Departemen *Corporate Secretary, Legal & Compliance*
5. Departemen *Maintenance*
6. Departemen *Production*
7. Departemen *Quality Control Assurance & Safety*
8. Departemen *Marketing Offsite & Procurement*

2.6 Produk PT PON

Adapun produk utama yang diproduksi oleh PT Petro Oxo Nusantara adalah 2-EH, NBA, IBA, dan CO₂ *liquid*. Saat ini produk NBA didapatkan dari hasil samping pada produksi 2-EH. Adapun spesifikasi produk dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk PT PON

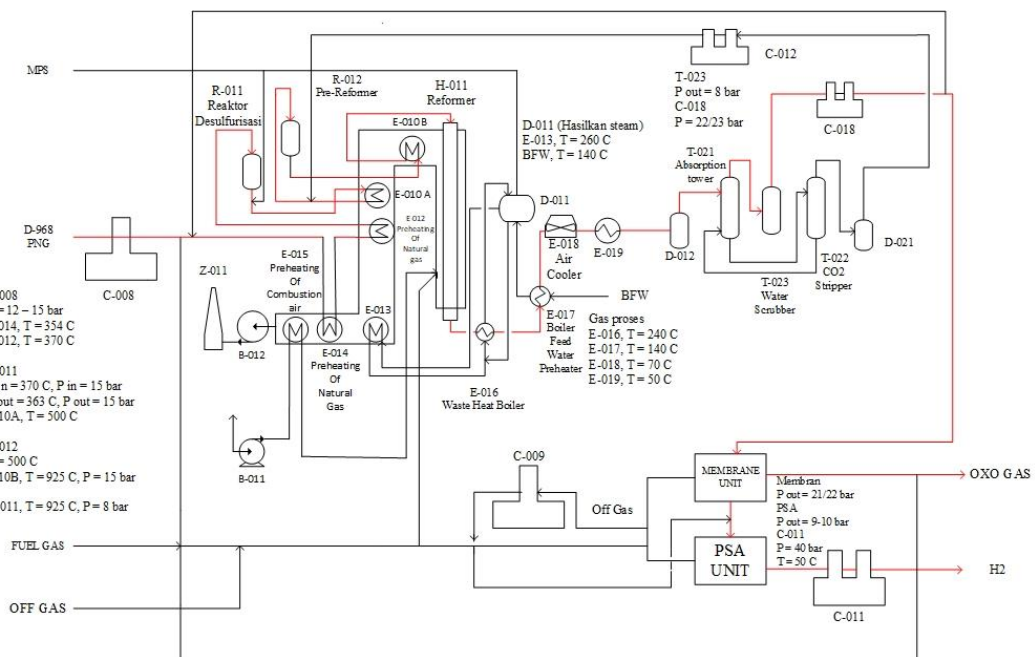
Spesifikasi	Satuan	2-EH	NBA	IBA	CO₂ liquid
Kemurnian	% massa	99,5 (min)	99,0 (min)	99,5 (min)	99,0 (min)
Warna	APHA	10	10	10	10
Kandungan Air	% massa	0,05	0,05	0,05	0,05
Keasaman	% massa	0,015	0,002	0,002	0,002
Aldehyd	% massa	0,05	0,05	0,05	0,05
Uji Asam Sulfat	APHA	20	20	20	-
<i>Specific Gravity</i>	20/20°C	0,831 – 0,837	0,808 – 0,814	0,808 – 0,814	-
Uji Distilasi					
- IBD (<i>Initial Boiling Point</i>)	°C	182 – 187	114 – 120	114 – 120	-
- DP (<i>Dry Point</i>)	°C	182 – 187	114 – 120	114 – 120	-
Tampilan	-	Cairan bening bebas dari padatan tersuspensi	Cairan bening bebas dari padatan tersuspensi	Cairan bening bebas dari padatan tersuspensi	-
Laju Produksi	Ton/tahun	135.000	1.000	15.000	36.000

(350 hari kerja)					
Kegunaan		<ul style="list-style-type: none"> - Plasticizer DOP menjadi PVC - <i>Synthetic leather</i> (kulit sintetis) - Pelarut dengan volatilitas rendah untuk plastisida, minyak sayur, dll 	<ul style="list-style-type: none"> - Pelarut dalam cat, varnish, dll - Bahan pelapisan dalam industri - <i>Plasticizer</i> - Campuran <i>glycol ethers</i> 	<ul style="list-style-type: none"> - Gasoline <i>additive</i> - Isobutyl ester - <i>Agrochemical & biofuel</i> - Industri <i>textile</i> 	<ul style="list-style-type: none"> - Food & beverages (Minuman yang sudah di karbonasi) - <i>Welding</i> (Pengelasan) - Industri medis dan kesehatan - <i>Enhanced Oil Recovery</i> (EOR)

BAB III TINJAUAN PUSTAKA

3.1 Proses Produksi Syn Gas

Proses produksi pada plant *syn gas* digunakan untuk memproduksi gas sintesis berupa gas hidrogen (H_2) dan gas karbon monoksida (CO). produk gas sintesis tersebut biasa dikenal dengan nama gas oxo dengan rasio dari H_2/CO sebesar 1,01. Proses *syn gas* dapat dilihat dari diagram blok berikut:



Gambar 3.1 Process Flow Diagram Produksi Syn Gas

Adapun rincian proses dalam *syn gas* dapat dirincikan dengan penjelasan sebagai berikut:

3.1.1 Proses Desulfurisasi

Salah satu komponen yang ada di dalam natural gas adalah hidrogen sulfida (H_2S). Senyawa tersebut termasuk senyawa kontaminan (pengotor) yang harus dipisahkan. Hal tersebut perlu dilakukan karena kandungan sulfur yang ada bersifat korosif yang dapat merusak jika terkena peralatan atau pipa dalam pengolahan gas alam. Selain itu, H_2S juga dapat menyebabkan ledakan dan termasuk senyawa yang mudah terbakar. Senyawa sulfur yang terdapat dalam natural gas yang akan disintesis sebanyak 50 ppm, maka untuk menghilangkan senyawa sulfur tersebut dapat dilakukan desulfurisasi. Setelah melalui proses desulfurisasi gas akan memasuki *reformer*, maka sulfur harus dihilangkan karena pada unit *steam*

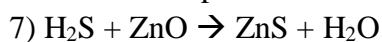
reforming terdapat senyawa yang sangat sensitif terhadap sulfur sehingga jika tidak dihilangkan maka dapat menyebabkan penurunan aktifitas katalis. Desulfurisasi terjadi dalam reaktor R-011. Dalam R-011 terdapat 3 bed dan dalam 3 bed tersebut terdapat 2 proses, yaitu proses hidrogenasi dan proses adsorpsi.

Natural gas yang akan disalurkan menuju R-011 memiliki tekanan kurang dari 12 kg/cm^2 sehingga natural gas perlu dikompres menggunakan kompresor C-008 agar tekanannya naik menjadi 15 kg/cm^2 . Kemudian natural gas akan ditambahkan H_2 hasil *recycle* dari PSA Unit. Penambahan H_2 pada reaksi bertujuan untuk menghilangkan radikal hidrokarbon. Jika hidrokarbon mengalami kontak dengan katalis TK-261 sebelum ditambahkan H_2 dapat menyebabkan kenaikan sulfur dalam reformer. Kemudian natural gas dipanaskan menuju *feed preheating coil* E-014 dan E-012, sehingga suhu natural gas saat memasuki reaktor desulfurisasi di R-011 sebesar 370°C . Pada suhu rendah proses hidrogenasi tidak akan sempurna tercapai, sedangkan pada suhu diatas 400°C produk terjadi polimerisasi untuk dapat terbentuk pada permukaan katalis hingga dapat mengurangi aktivitas katalis. Kemudian untuk suhu operasi umpan yang aktual adalah sebesar 370°C yang ditentukan oleh reaksi penyerapan H_2S . Natural gas yang masuk akan melalui bed pertama di R-011 untuk proses hidrogenasi. Dalam proses hidrogenasi senyawa H_2 sangat diperlukan untuk mengikat senyawa sulfur dalam natural gas. Katalis yang digunakan pada proses hidrogenasi pada bed pertama adalah *nikel molybdenum hydrogenation* (TK-261) yang merupakan katalis hidrogenasi karbon organik (hidrokarbon). Penggunaan dari katalis TK-261 adalah untuk mengubah senyawa sulfur organik menjadi sulfur anorganik.

Adapun reaksi hidrogenasi yang terjadi dalam R-011 adalah sebagai berikut:

- 1) $\text{RSH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{S} + \text{RH}$
- 2) $\text{COS} + \text{H}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{S} + \text{CO}$
- 3) $\text{R}_1\text{SR}_2 + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{S} + \text{R}_1\text{H} + \text{R}_2\text{H}$
- 4) $\text{R}_1\text{SSR}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow 2\text{H}_2\text{S} + \text{R}_1\text{H} + \text{R}_2\text{H}$
- 5) $(\text{CH}_4)\text{S} + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{H}_2\text{S}$
- 6) Thiopenes + $4\text{H}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{S} + \text{hydrocarbons}$

Simbol R merupakan radikal hidrokarbon yang berasal dari komposisi natural gas. Proses selanjutnya adalah adsorpsi sulfur yang dilakukan dengan mengalirkan natural gas ke dalam bed kedua dan bed ketiga. Dalam bed kedua dan ketiga terdapat katalis berupa *zinc oxide* (HTZ-5) yang digunakan untuk menyerap sulfur anorganik dalam bentuk H_2S dari proses hidrogenasi di bed pertama. Sehingga dari proses tersebut dapat terbentuk reaksi sebagai berikut :



Komponen sulfur yang terkandung dalam ZnS akan diserap oleh katalis HTZ-5 agar senyawa tidak sampai masuk ke dalam *reformer*. Natural gas yang keluar

dari R-011 sudah terbebas dari senyawa sulfur sehingga akan dialirkan menuju tahap *pre-reforming*.

3.1.2 Proses *Tubular Steam Reforming*

Proses dalam *tubular steam reforming* terbagi menjadi 3 tahapan, yaitu tahap di *tubular reformer* untuk menghasilkan *syn gas*, *flue gas heat recovery* untuk pemanfaatan panas gas buang, dan *process gas recovery and gas purification* untuk mendapatkan lagi gas proses (*recovery*). Dari hasil proses desulfurisasi di R-011 maka natural gas yang keluar sudah bebas dari sulfur. Sebelum dimasukkan dalam *pre-reformer* (R-012), maka natural gas akan ditambah dengan gas CO₂ hasil *recycle* dari CO₂ removal dan *Middle Pressure Steam* (MPS) dari D-011. Campuran gas tersebut kemudian dimasukkan kedalam R-012 untuk dilakukan proses *pre-reforming*. Proses *pre-reforming* merupakan proses pemecahan hidrokarbon rantai rangkap. Proses tersebut juga berguna untuk pencegahan terjadinya *overheating* (suhu terlalu tinggi) dalam *tubular reformer*. Unit R-012 merupakan reaktor tambahan yang digunakan untuk meningkatkan fleksibilitas jenis bahan baku, meningkatkan masa aktif katalis dalam *reformer* dan *tube* nya, serta dapat meningkatkan kapasitas pabrik secara menyeluruh. Suhu yang digunakan untuk operasi dalam *pre-reformer* sebesar 400 - 500°C, sedangkan untuk katalis yang digunakan dalam *pre-reformer* adalah AR-401. Setelah dari R-012 dimasukkan ke dalam *tubular reformer* (H-011) untuk dilakukan proses *steam reforming*.

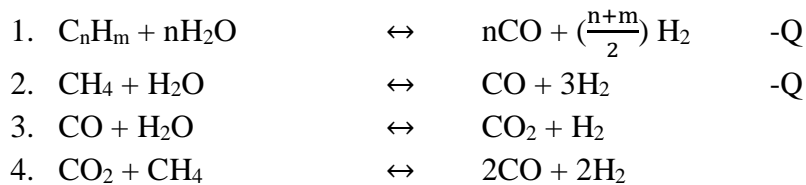
Adapun reaksi yang terjadi pada unit *pre-reforming* adalah :

- 1) $C_nH_{2n+2} + 2H_2O \leftrightarrow C_{n-1}H_{2n} + CO_2 + 3H_2 -Q$
- 2) $C_nH_m + nH_2O \leftrightarrow nCO_2 + \left(\frac{n+m}{2}\right) H_2 -Q$
- 3) $CO_2 + 4H_2 \leftrightarrow CH_4 + 2H_2O$
- 4) $CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$
- 5) $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$

Selanjutnya adalah tahap *steam reforming* di *tubular reformer* (H-011) merupakan proses yang dilakukan untuk memproduksi hidrogen (H₂) dan karbon monoksida (CO). Proses tersebut penting untuk dilakukan karena pada proses octanol diperlukan kedua bahan tersebut sebagai bahan baku utama yang disebut dengan gas oxo. Dalam proses *tubular reformer* (H-011) gas masuk melalui atas dengan temperatur sebesar 520°C. Kemudian gas mengalir kebawah dan keluar ke *tubes* dengan suhu sekitar 960°C. *Reformer* dipanaskan dengan 108 *burner* dengan terdapat 6 baris horizontal di setiap *furnace*. Katalis yang digunakan dalam proses tersebut adalah LDP-210 dan LDP-330. Kedua katalis tersebut memiliki fungsi yang berbeda, katalis LDP-210 terletak di bed bagian atas yang digunakan untuk proses pemecahan hidrokarbon rantai panjang dari R-012 menjadi gas CO dan H₂. Sedangkan untuk katalis LDP-330 terletak di bed bagian bawah yang digunakan

untuk memecah metana menjadi CO₂ dan H₂. Jenis pembakar yang digunakan pada *steam reforming* adalah *forced draught radiant wall burner*. Selain gas dari R-012 ada juga campuran *off gas* dan *fuel gas* yang dimasukkan dari *header* PNG menuju H-011 dari bagian bawah ke dalam *tube* di *tubular reformer*.

Adapun reaksi yang terjadi dalam *tubular reformer* adalah sebagai berikut :



Dalam reaksi terdapat penambahan gas CO₂, hal tersebut bertujuan agar hasil gas CO dapat terbentuk di dalam reaksi. Produk yang dihasilkan dari H-011 akan dialirkan menuju proses gas *recovery* dan purifikasi di D-012, sedangkan gas yang dibuang dari proses akan di *recycle* di D-011 untuk digunakan dalam unit *flue gas heat recovery*. Pada unit tersebut gas hasil pembakaran akan dialirkan menuju *flue gas collector* dan dikompresi menuju *flue gas waste heat recovery*. Sehingga pemanfaatan gas buang dapat digunakan untuk menghasilkan *steam* (MPS) dengan tekanan 16,5 kg/cm²G yang dapat digunakan kembali sebelum memasuki R-012.

Untuk hasil gas proses dialirkan menuju E-016 dan mengeluarkan suhu sebesar 240 °C. Kemudian dialirkan menuju E-017 untuk menurunkan suhu gas dengan dialirkan *boiler feed water* (BFW) hingga mencapai suhu 140 °C. Kemudian dialirkan lagi menuju *air cooler* di E-018 dan terjadi penurunan suhu menjadi 70 °C. Kemudian gas dialirkan menuju *cooling water cooler* di E-019 sehingga penurunan suhu menjadi 50 °C. Proses pendinginan tersebut disebut juga dengan *process gas recovery and gas purification* dengan tujuan untuk memisahkan kondensat dengan gas proses juga agar proses penyerapan gas CO₂ di unit CO₂ removal berjalan secara optimal.

3.1.3 CO₂ Removal

Proses CO₂ removal merupakan proses pengambilan senyawa CO₂ yang terbawa oleh gas proses hasil keluaran dari *reformer*. Gas proses akan dialirkan menuju D-012 untuk memisahkan antara kondensat dengan gas proses. Kemudian gas proses akan dialirkan menuju kolom CO₂ absorber (T-021) dari bagian bawah kemudian mengalir ke atas. Larutan absorben yang digunakan adalah larutan MDEA (*Mono Diethanolamine*) yang dimasukkan melalui bagian atas T-021 dengan temperatur sebesar 43°C. Absorpsi yang dilakukan bertujuan agar CO₂ dapat terserap dalam larutan MDEA. Larutan MDEA yang sudah menyerap CO₂ akan dikeluarkan melalui bagian bawah T-021 menuju kolom CO₂ *stripper* di T-022. Untuk larutan MDEA yang menyerap CO₂ menuju ke T-022 masuk melalui bagian atas. Gas CO₂ yang masih ada dalam larutan MDEA akan terlepas dan keluar

dari T-022 yang kemudian akan dialirkan menuju D-021. CO₂ akan dikompres menggunakan C-012 menuju proses *pre-reforming*. Sedangkan untuk larutan MDEA yang sudah melepaskan CO₂ akan keluar melewati bagian bawah T-022 akan di *recycle* pada T-021 untuk penyerapan gas CO₂ pada gas proses. Sedangkan untuk hasil absorpsi yang keluar di bagian atas T-021 dapat dialirkan menuju kolom *water scrubber* di T-023 dengan temperatur sebesar 115°C. Hal tersebut dilakukan agar larutan MDEA yang masih ada dalam gas dapat dihilangkan sehingga gas proses akan bebas dari larutan MDEA dan menjadi gas murni. Gas proses dari T-023 akan disalurkan menuju kompresor C-018 dan akan dimasukkan ke dalam proses *membrane*.

3.1.4 Pemurnian Unit Membrane

Proses pada unit *membrane* (U-031) yaitu proses pemurnian pada pembuatan *syn gas*. Dalam unit *membrane* terdapat 2 *stage*, *stage* 1 berisi 18 modul dan *stage* 2 berisi 6 modul. Pada *stage* 1 dibagi menjadi 2 bagian, yaitu pada bagian 1 berisi modul 1 – modul 9, sedangkan pada bagian 2 berisi modul 10 – modul 18. Gas proses dari T-023 akan masuk dalam U-031 pada *stage* 1. Gas proses yang lolos/terserap (*permeat*) dalam *membrane stage* 1 akan dialirkan menuju PSA unit untuk pemurnian H₂. Sedangkan gas proses non-*permeat* pada *stage* 1 akan masuk dalam *stage* 2. Untuk *permeat* dalam *membrane stage* 2 merupakan produk *off gas* dan akan disalurkan ke H-011 untuk dijadikan bahan bakar *reformer*. Sedangkan non-*permeat* pada *stage* 2 akan dikeluarkan sebagai gas *oxo* atau H₂/CO dengan perbandingan 1,01 dalam suhu 40°C.

3.1.5 Pemurnian Unit Pressure Swing Adsorption (PSA)

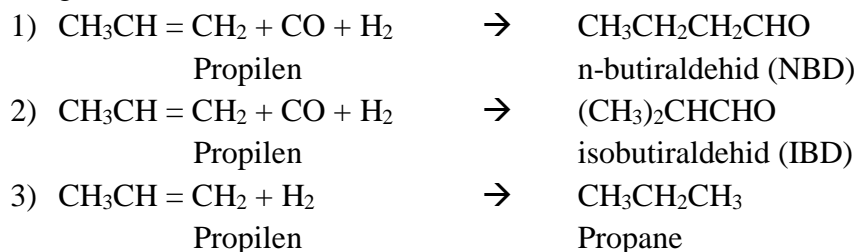
Pemurnian unit PSA dilakukan untuk pemurnian H₂ dan melanjutkan proses *membrane stage* 1. Gas yang diserap (*permeat*) oleh *membrane stage* 1 akan dipisahkan dari bahan pengotor (*impurities*). *Impurities* yang terserap akan dikeluarkan menjadi produk *off gas* yang dimanfaatkan dalam *membrane* unit, sedangkan produk yang didapatkan berupa H₂ dengan tingkat kemurnian sebesar 99,9%, sehingga produk dapat digunakan untuk proses dalam *octanol plant*.

3.2 Uraian Proses Produksi Octanol Plant

Proses produksi pada *plant octanol* digunakan untuk memproduksi 2 Ethyl Hexanol, Normal Butanol, dan Iso Butanol. Produk tersebut dihasilkan dari reaksi kimia antara gas *oxo* yang dihasilkan dari *syn gas* dan propilen. Proses *octanol* dapat dilihat dari *flow diagram* berikut:

dari dilakukannya hidrogenasi parsial adalah untuk memecah senyawa rangkap dua menjadi senyawa rangkap satu. Contohnya adalah pada senyawa *methyl asethylene* menjadi *methane*, *propadiene* menjadi *propane*, dan *butadiene* menjadi *butane*. Senyawa rangkap dua tersebut dapat merusak reaksi oxo sehingga harus ditambah dengan H₂ di proses hidrogenasi parsial agar tidak meracuni reaksi oxo. Proses tersebut dilakukan hanya jika propilen mengandung senyawa rangkap dua dalam jumlah yang signifikan. Tujuan dari proses tersebut untuk mencegah terjadinya pembentukan polimer yang dapat mengurangi kinerja dari katalis. R-102 beroperasi pada temperatur 50°C dan tekanan 22 kg/cm². Kemudian propilen akan diuapkan menggunakan *propylene vaporizer* di D-101 untuk mengurangi penggunaan *steam* pada proses. Proses penguapan tersebut dibantu dengan pemanas E-101 yang di *supply* oleh air panas dengan suhu 70°C. Keluaran dari D-101 berupa propilen dalam fasa gas.

Setelah melalui proses desulfurisasi dan hidrogenasi parsial maka gas propilen bersama dengan *syn gas* akan dicampurkan dengan gas propilen hasil *recovery* dari *propylene stripper* (T-120) dan gas propilen hasil *recycle* dari R-110 yang dikompres oleh *oxo gas recycle compressor* (C-112) menuju *agitated tank oxo reactor* atau reaktor oxo (R-110) yang telah ditambahkan katalis dari unit D-102. Katalis yang digunakan adalah katalis *rhodium* (*Rh*) dan katalis *triphenylphosphine* (TPP) serta pelarut *toluene*. Adapun reaksi yang terjadi di dalam R-110 adalah sebagai berikut:



Dalam reaksi oxo terdapat produk utama yaitu NBD dan IBD yang dapat dilihat pada reaksi (1) dan (2). Sedangkan untuk produk samping berupa propane yang terlihat pada reaksi (3) serta produk *heavy end* (fraksi berat) dapat disimbolkan dengan HE. Rasio laju alir massa secara teoritis dari produk NBD dan IBD (N/I) adalah 10:1 yang dipengaruhi oleh tekanan parsial CO dalam reaktor. Reaktan propilen yang belum bereaksi akan keluar menjadi produk atas R-110 yang akan dimasukkan ke reaktor selanjutnya yaitu reaktor oxo dengan jenis *bubbling coloumn* (R-130). Hal tersebut bertujuan untuk penyempurnaan reaksi dari propilen dengan gas oxo untuk menghilangkan gas pengotor yang masih terbawa oleh propilen. Dengan adanya kedua reaktor tersebut maka dapat menghasilkan konversi propilen yang tinggi. R-110 beroperasi pada suhu 100°C dan tekanan 17 – 17,5 kg/cm²G. Sedangkan untuk R-130 beroperasi pada suhu 100°C dan tekanan 14 –

15 kg/cm²G. Produk bawah dari R-110 berupa butiraldehid, propilen terlarut, cairan katalis, dan *heavy end* yang dialirkan menuju kolom *propylene stripper* (T-120). Sedangkan produk atas R-130 juga berupa butiraldehid dialirkan menuju *catalyst separation coloumn* (T-140).

Pada T-120 dilakukan untuk memisahkan cairan dari gas propilen. Gas propilen yang terlepas menjadi produk atas T-120 akan di *recycle* menuju R-110 yang nantinya akan direaksikan kembali dengan *syn gas*. Cairan yang keluar menjadi produk bawah T-120 akan dialirkan menuju *catalyst separation coloumn* (T-140) dan juga dicampurkan dengan cairan produk atas dari R-130. T-120 beroperasi pada suhu atas 95°C, suhu bawah 74°C, dan tekanan 19 kg/cm²G. Dalam T-140 terjadi pemisahan isomer butiraldehid dengan katalis. Cairan butiraldehid akan dikeluarkan menjadi produk atas T-140 dan dikondensasikan dalam *condenser*. Kemudian gas butiraldehid akan dialirkan menuju *crude aldehyde tank* (TK-141) sebagai tangki penyimpanan aldehid. Sedangkan untuk katalis yang terpisah akan dialirkan menjadi produk bawah T-140 menuju kolom distilasi toluene (T-210) untuk memisahkan katalis dengan toluene dengan distilasi vakum. T-140 beroperasi pada suhu atas 76°C, suhu bawah 129°C, dan tekanan 0,1 kg/cm²G. Toluene yang terpisah akan menjadi produk atas dari T-210 menuju TK-211 sebagai penyimpanan toluene. Sedangkan untuk produk bawah T-210 berupa katalis yang dialirkan menuju kolom distilasi *heavy end* (T-220) untuk memisahkan antara *heavy end* dengan katalis yang nantinya katalis akan di *recovery* menuju T-140. Tujuan dari *recovery catalyst* adalah agar penggunaan katalis lebih efisien, meminimalisir pembuangan logam berat rhodium, dan mengurangi kadar *heavy end* pada unit distilasi. T-210 beroperasi pada suhu atas 50°C, kolom bawah 129°C, dan tekanan 90 mmHgA. Sedangkan T-220 beroperasi pada suhu atas 103°C, suhu bawah 150°C, dan tekanan 90 mmHgA.

3.2.2 Proses Distilasi Aldehid

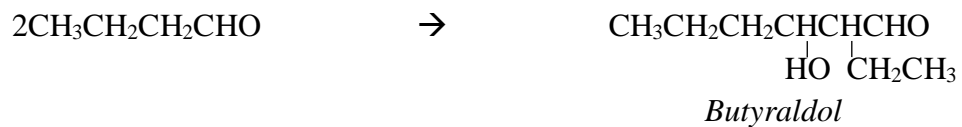
Kandungan senyawa aldehid yang dihasilkan dari reaktor oxo berupa normal butiraldehida (NBD) dan iso butiraldehida (IBD). Perbandingan antara NBD dan IBD (N/I) yang tercampur sebesar 10:1. Proses pemisahan aldehid terjadi dalam *aldehyde coloumn* di T-160. Dari TK-141 aldehid akan dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *feed preheater* di E-161 hingga mencapai 65°C – 75°C. Kemudian aldehid akan dialirkan menuju *aldehyde coloum* di T-160 untuk pemisahan antara IBD dan NBD. Kolom T-160 merupakan kolom distilasi paling tinggi diantara kolom distilasi lainnya, hal tersebut dikarenakan titik didih antara NBD dan IBD memiliki selisih yang sangat kecil, sehingga jika kolom tidak tinggi maka ada kemungkinan senyawa masih dapat tercampur. IBD yang menjadi produk atas dari T-160 memiliki titik didih sekitar 63°C – 64°C, sedangkan untuk NBD yang

menjadi produk bawah dari T-160 memiliki titik didih sekitar $75^{\circ}\text{C} - 76^{\circ}\text{C}$. Ketinggian dari kolom distilasi tersebut dapat membuat distribusi suhu yang baik sehingga dapat dihasilkan produk distilasi yang memiliki kemurnian tinggi. IBD akan disimpan dalam tangki penyimpanan IBD di TK-162, sedangkan NBD akan disimpan dalam tangki penyimpanan NBD di TK-161. T-160 beroperasi pada suhu atas 64°C , suhu bawah 79°C , dan tekanan $0,16 \text{ kg/cm}^2\text{G}$.

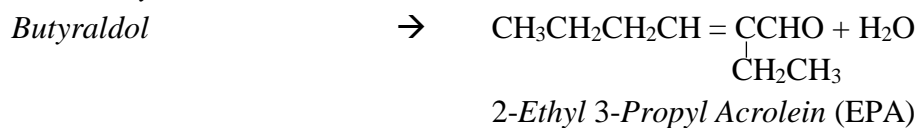
3.2.3 Proses Kondensasi Aldol dan Produksi 2-Ethyl Hexanol

Dalam pembuatan 2-ethyl hexanol (2-EH) terbagi menjadi beberapa proses, yaitu kondensasi NBD (aldol), distilasi 2-etil-3-propil akrolein (EPA), hidrogenasi 2-etil-3-propil akrolein (EPA), dan distilasi 2-EH. Pada kondensasi aldol akan terbentuk EPA dari NBD menggunakan katalis NaOH yang terlarut dalam air. NBD dari TK-161 dialirkan menuju *primary condensation reactor* (R-310) untuk proses kondensasi. Dalam R-310 juga ditambahkan NaOH 2% sehingga terjadi reaksi aldolisasi dan menghasilkan butyraldol. Reaksi aldolisasi merupakan reaksi penggabungan antara 2 molekul n-butiraldehid. R-310 beroperasi pada suhu 90°C dan tekanan $0,06 \text{ kg/cm}^2\text{G}$. Hasil produk atas yang keluar dari R-310 berupa butyraldol akan dialirkan menuju *secondary condensation reactor* (R-311) untuk didehidrasi sehingga menghasilkan 2-etil-3-propil akrolein (EPA). Adapun reaksi yang terjadi dalam proses kondensasi NBD adalah sebagai berikut:

1) Reaksi *Aldolization*



2) Reaksi *Dehydration*

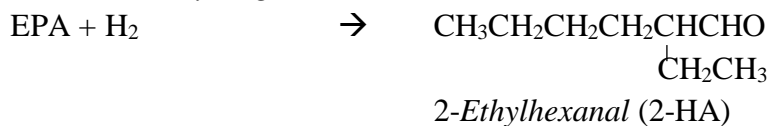


R-311 beroperasi pada suhu 90°C dengan tekanan $0,06 \text{ kg/cm}^2\text{G}$. Kemudian produk atas dari R-311 dimasukkan ke unit *crude EPA decanter* (D-312) untuk proses dekantasi. Proses dekantasi yaitu proses pemisahan antara cairan EPA dengan NaOH yang masih tertinggal. NaOH yang telah terpisah akan di *recycle* dalam R-310 untuk proses kondensasi selanjutnya. Sedangkan EPA yang terpisah dari D-312 akan dialirkan menuju EPA *coloumn* (T-320) untuk dilakukan distilasi vakum. Proses distilasi yang dilakukan adalah distilasi vakum yang merupakan pemisahan berdasarkan perbedaan titik didih yang tinggi. Proses tersebut penting dilakukan karena hasil kondensasi aldol tidak hanya mengandung senyawa EPA sehingga perlu dilakukan pemurnian. T-320 beroperasi pada tekanan atas 100 mmHgA , suhu bagian atas 104°C , dan suhu bagian bawah 159°C . Hasil produk

atas dari T-320 berupa EPA yang kemudian akan dialirkan menuju *degasser* (D-411) agar gas yang terbawa dalam cairan EPA dapat dihilangkan. Kemudian cairan EPA yang sudah terpisah dari gas akan dialirkan menuju EPA *hydrogenation reactor* (R-410).

Sebelum memasuki R-410 EPA akan ditambahkan *solvent* 2-EH dari *solvent tank* (TK-411) sebagai pelarut ke dalam D-411. Kemudian cairan akan dialirkan menuju R-410 untuk proses hidrogenasi. Proses hidrogenasi dapat dilakukan dengan penambahan H₂ hasil pemurnian dari unit PSA. R-410 beroperasi pada tekanan 40 kg/cm²G, suhu bagian atas 50 – 90 °C, dan suhu bagian bawah 110 – 150 °C. Cairan yang keluar dari D-412 akan mengalami penurunan tekanan menjadi 4,5 kg/cm²G. Adapun reaksi hidrogenasi EPA yang terjadi dalam R-410 adalah sebagai berikut :

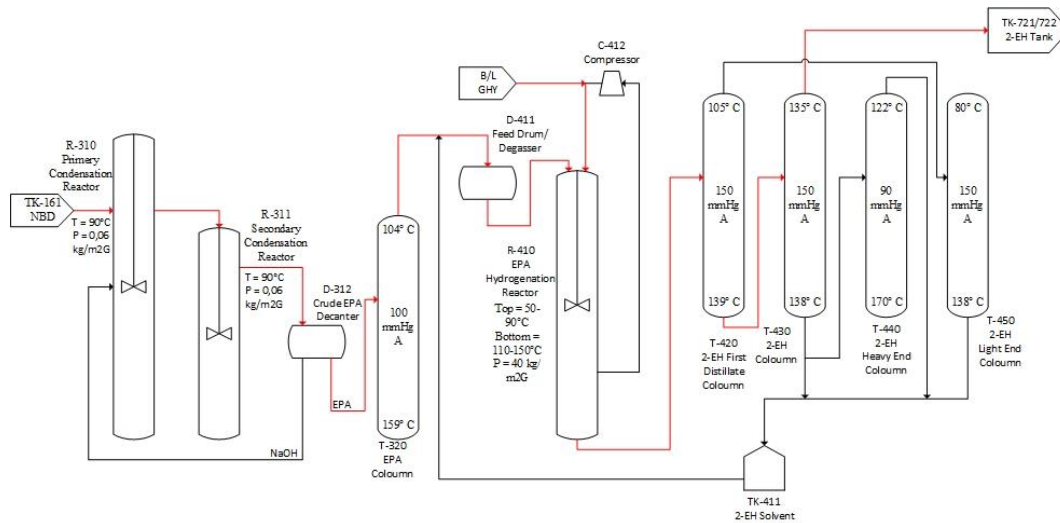
1) Reaksi EPA *Hydrogenation*



2) 2-HA + H₂ → $\begin{array}{c} \text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CHCH}_2\text{OH} \\ | \\ \text{CH}_2\text{CH}_3 \end{array}$

2-Ethylhexanol (2-EH)

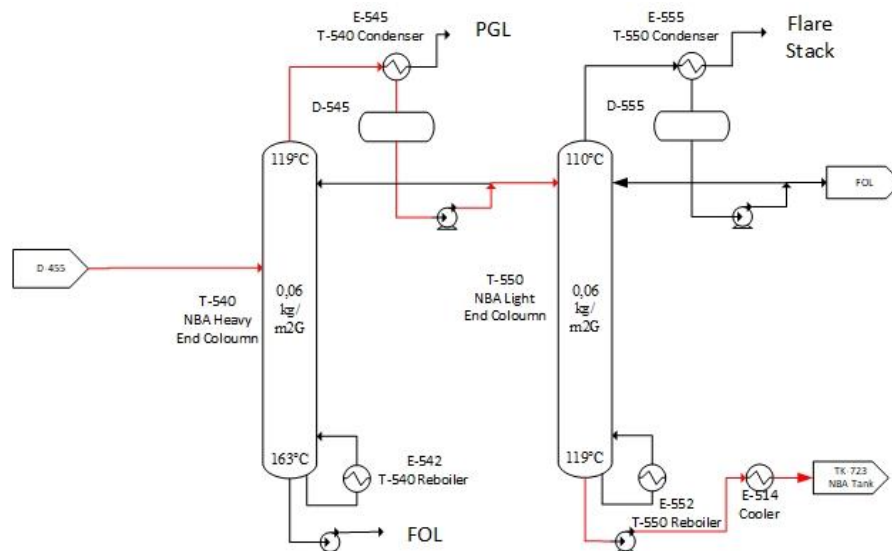
Produk bawah dari R-410 berupa 2-EH akan dialirkan menuju *first distillation coloumn* (T-420) untuk didistilasi tahap pertama. Hasil produk atas dari T-420 merupakan hasil hidrogenasi yang tidak sempurna sehingga dialirkan menuju 2-EH *light end coloumn* (T-450) untuk *recovery* 2-EH. Sedangkan untuk produk bawah dari T-420 akan dialirkan menuju 2-EH *coloumn* (T-430) untuk pemurnian 2-EH, sehingga produk 2-EH akan dihasilkan pada produk atas T-430 menuju tangki penyimpanan 2-EH di TK-721 dan TK-722. Sedangkan produk bawah T-430 sebagian dialirkan sebagai *sovent* di TK-411 dan sebagian lainnya akan menuju 2-EH *heavy end coloumn* (T-440) untuk pemisahan antara 2-EH dengan *heavy end*. Produk atas T-440 akan dialirkan dalam TK-411 sebagai *solvent* 2-EH sedangkan produk bawah T-440 dijadikan sebagai *fuel oil*. Produk atas T-450 akan dikondensasi menjadi *fuel oil* sedangkan produk bawah T-450 akan dialirkan ke dalam TK-411 sebagai *solvent*. *Solvent* 2-EH akan digunakan sebagai pelarut sehingga dapat menghasilkan 2-EH murni di T-430. T-420 beroperasi pada suhu atas 105°C, suhu bawah 139°C, dan tekanan 150 mmHgA. T-430 beroperasi pada suhu atas 135°C, suhu bawah 138°C, dan tekanan 150 mmHgA. T-440 beroperasi pada suhu atas 122°C, suhu bawah 170°C, dan tekanan 90 mmHgA. T-450 beroperasi pada suhu atas 80°C, suhu bawah 138°C, dan tekanan 150 mmHgA. Laju produksi 2-EH sebesar 12,5 ton/jam.



Gambar 3.3 *Process Flow Diagram* Produksi 2-EH

3.2.4 Normal Butanol (NBA) Recovery

Dalam menghasilkan produk NBA, PT PON tidak lagi memproduksi secara khusus tetapi NBA tetap dapat dihasilkan dari *recovery* proses produksi 2-EH. Dari proses distilasi 2-EH tepatnya di T-450 produk atas nya masih mengandung 62% NBA, sehingga cairan akan dialirkan menuju T-540. Adanya kandungan NBA bisa jadi karena pada reaksi aldolisasi tidak semua NBD terkondensasi menjadi EPA, sehingga NBD tersebut dapat dihidrogenasi menjadi NBD. Pada T-540 produk atas akan didistilasi lanjutan menuju T-550, sedangkan produk bawahnya berupa campuran berupa FOL (*Fuel oil*). Produk NBA akan keluar menjadi produk bawah dari T-550 yang disimpan dalam NBA *tank* yaitu TK-723. Sedangkan untuk hasil atas berupa FOL. NBA yang dihasilkan dari proses *recovery* ini sebesar 3-4 ton/hari. T-540 beroperasi pada suhu atas 119°C, suhu bawah 163°C, dan tekanan 0,06 kg/cm²G. T-550 beroperasi pada suhu atas 110°C, suhu bawah 119°C, dan tekanan 0,06 kg/cm²G.

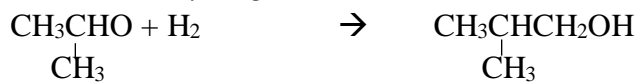


Gambar 3.4 Process Flow Diagram NBA Recovery

3.2.5 Produksi Iso Butanol (IBA)

Produk iso butanol didapatkan dari proses hidrogenasi isobutiraldehid (IBD) dan distilasi IBA. Dari tangki penyimpanan IBD (TK-162) dengan penambahan pelarut IBD dari TK-611 akan dialirkan menuju *hydrogenation reactor* (R-610) dengan jenis *packed reactor*. Katalis yang digunakan dalam R-610 adalah katalis PRICAT HTC-500 dengan berbentuk *trilobe extrudate*. Dalam R-610 terjadi proses hidrogenasi dengan penambahan H₂ dari unit PSA. T-610 beroperasi pada suhu atas 50 – 80°C, suhu bawah 110 – 140°C, dan tekanan 40 kg/cm²G. NBA yang dihasilkan dari produk bawah R-610 akan dialirkan menuju proses distilasi. Adapun reaksi hidrogenasi IBD yang terjadi dalam R-610 adalah sebagai berikut:

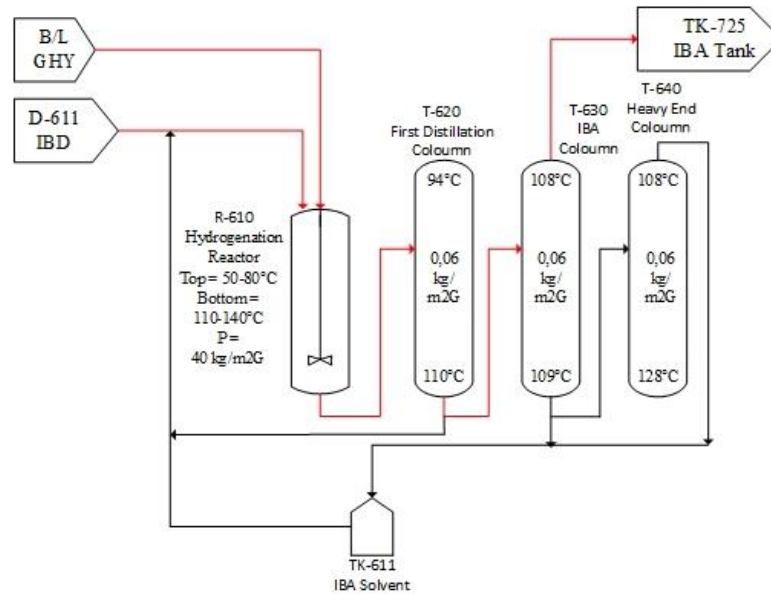
1) Reaksi IBD *Hydrogenation*



IsoButanol (IBA)

Proses distilasi IBA dilakukan dalam *first distillation column* (T-620) untuk tahap distilasi pertama. T-620 beroperasi pada suhu atas 94°C, suhu bawah 110°C, dan tekanan 0,06 kg/cm²G. Hasil produk bawah dari T-620 sebagian akan dijadikan *fuel oil*. Sedangkan sebagian lainnya akan dialirkan menuju IBA *column* (T-630) untuk pemurnian IBA. T-630 beroperasi pada suhu atas 108°C, suhu bawah 109°C, dan tekanan 0,06 kg/cm²G. Produk IBA akan dihasilkan pada produk atas T-630 menuju tangki penyimpanan IBA di TK-725. Sedangkan produk bawah T-630 sebagian dialirkan sebagai *sovent* di TK-611 dan sebagian lainnya akan menuju IBA *heavy end column* (T-640) untuk pemisahan antara IBA dengan *heavy end*. Produk atas T-640 akan dialirkan dalam TK-611 sebagai *solvent* IBA sedangkan

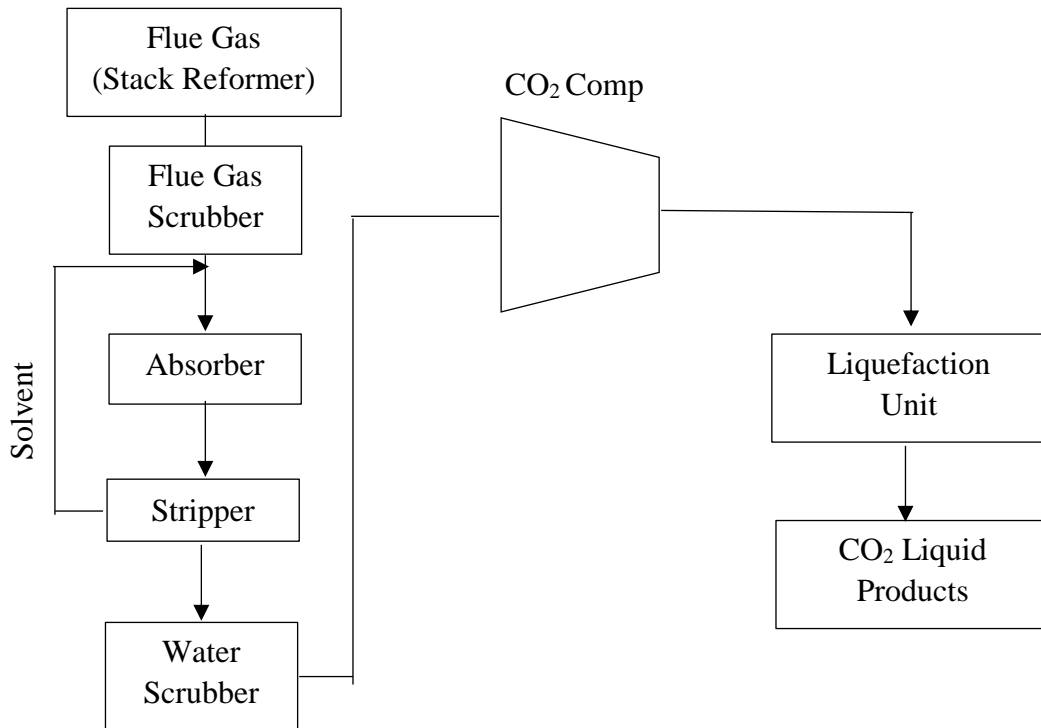
produk bawah T-640 berupa *heavy end* yang ditampung dalam TK-961 dengan hasil sebagian dari T-620. T-640 beroperasi pada suhu atas 108°C, suhu bawah 128°C, dan tekanan 0,06 kg/cm²G. laju alir produksi IBA sebesar 1684 kg/jam.



Gambar 3.5 *Process Flow* Diagram Produksi IBA

3.3 Uraian Proses Produksi CO₂ Liquid

Proses yang ada dalam plant CO₂ Liquid digunakan untuk memanfaatkan gas buang berupa CO₂ agar dapat diproduksi lagi, sehingga dapat diolah menjadi produk CO₂ Liquid. Proses CO₂ Liquid hampir sama dengan CO₂ removal yang dapat dilihat dari diagram blok berikut:



Gambar 3.6 Blok diagram proses pembuatan CO₂ Liquid

Bahan yang digunakan di proses CO₂ liquid adalah gas sisa dari pembakaran di reformer (*flue gas*). *Flue gas* yang mengalir dari Z-011 bersuhu 145°C dan dialirkan menuju *steam boiler*. Kemudian *flue gas* akan dimasukkan ke dalam *flue gas scrubber* untuk menghilangkan kandungan air sampai tidak ada air di dalam *flue gas*. Kemudian aliran gas menuju absorber yang digunakan untuk menyerap kandungan CO₂ menggunakan larutan *Mono Ethanol Amine* (MEA) dengan suhu rendah. Konsentrasi larutan MEA yang digunakan sebesar 35% mol. Kemudian *flue gas* dimasukkan ke dalam kolom *stripper* untuk memisahkan antara CO₂ yang masih terbawa dalam larutan MEA. CO₂ dapat terlepas dari larutan MEA jika dalam kondisi tekanan rendah dan suhu tinggi. Jika tekanan terlalu tinggi maka CO₂ sulit bisa terlepas dari larutan MEA. Sebagian CO₂ yang terlepas dengan suhu tinggi akan dialirkan menuju boiler, sedangkan CO₂ lainnya akan dialirkan menuju *water scrubber*. Dalam *water scrubber* MEA yang masih terbawa dalam CO₂ akan dihilangkan menggunakan air demin. Kemudian CO₂ dikompres menggunakan

compressor dengan tekanan 16,8 bar. Kemudian gas dialirkan menuju dehidrator untuk mengurangi kandungan air dalam CO₂. Kemudian CO₂ gas akan dialirkan menuju kolom distilasi untuk pemisahan destilat berupa air dan CO₂. Kemudian CO₂ gas akan dikompres menggunakan kompresor untuk dilakukan proses *liquefaction* untuk menjadikan CO₂ gas menjadi CO₂ liquid. Hasil produk CO₂ liquid akan disimpan di tangki penyimpanan CO₂ liquid yang memiliki suhu -27°C.

3.4 Distilasi

Distilasi merupakan salah satu metode pemisahan senyawa kimia berdasarkan tingkat *volatility* atau kemudahan senyawa tersebut mengalami penguapan. Prinsip dasar dari distilasi adalah senyawa kimia akan diuapkan dan didinginkan kembali menjadi cairan. Pada proses distilasi senyawa yang mempunyai titik didih lebih tinggi akan lebih dahulu menguap saat mencapai titik didihnya. Sehingga proses distilasi juga dapat terjadi berdasarkan perbedaan titik didihnya. Komponen yang didistilasi akan dipanaskan oleh *steam* di bagian *reboiler*. Komponen yang tidak menguap akan dikeluarkan sebagai produk *bottom* (bawah) sedangkan untuk komponen yang menguap akan dikeluarkan sebagai produk *distillate* (atas). Adapun jenis distilasi dapat dibedakan menjadi lima jenis, yaitu distilasi sederhana, distilasi fraksinasi, distilasi azeotrop, distilasi vakum, dan distilasi uap.

a. Distilasi Sederhana

Bentuk pemisahan yang umumnya digunakan untuk memisahkan dua komponen atau lebih dengan perbedaan titik didih yang jauh disebut juga dengan distilasi sederhana. Distilasi sederhana dapat berlangsung dalam tekanan atmosfer. Jika terdapat suatu komponen yang memiliki titik didih yang lebih rendah maka komponen tersebut akan menguap terlebih dahulu. Contoh aplikasi dari distilasi sederhana adalah dalam pemisahan campuran air – alkohol, air – NaCl, air – ethanol, dan lainnya.

b. Distilasi Fraksinasi

Distilasi fraksinasi dapat disebut juga dengan distilasi bertingkat yaitu suatu teknik pemisahan antara dua komponen atau lebih yang berdaparkan perbedaan titik didih yang berdekatan. Pada umumnya, jenis komponen yang menggunakan distilasi jenis ini merupakan komponen yang memiliki perbedaan titik didih kurang dari 20°C dan berlangsung dalam tekanan atmosfer atau tekanan rendah. Yang menjadi pembeda antara distilasi sederhana dan distilasi fraksinasi adalah adanya kolom fraksinasi. Pada kolom tersebut terjadi pemurnian distilat pada tahap-tahap di bawahnya karena adanya pemanasan dalam kolom fraksinasi. Contoh aplikasi dari

distilasi fraksinasi adalah dalam pemisahan komponen pada minyak mentah, minyak atsiri, dan lainnya.

c. Distilasi Azeotrop

Distilasi azeotrop merupakan jenis distilasi yang digunakan dalam pemisahan dua komponen atau lebih yang sulit untuk dipisahkan atau dapat disebut juga dengan campuran azeotrop. Pada umumnya, dalam distilasi ini diperlukan sejenis pelarut tertentu, seperti benzene atau toluene dalam memisahkan air dengan komponen lainnya. Selain itu, distilasi ini juga memerlukan senyawa lain yang dapat memecah ikatan azeotrop atau juga dapat dilakukan dengan tekanan yang tinggi. Campuran azeotrop termasuk dalam penyimpangan hukum Raoult.

d. Distilasi Vakum

Distilasi vakum adalah jenis distilasi yang digunakan untuk memisahkan dua komponen atau lebih yang berdasarkan perbedaan titik didih yang tinggi. Jenis senyawa yang didistilasi dengan jenis ini adalah senyawa yang tidak stabil. Senyawa tersebut akan terdekomposisi baik sebelum atau saat mendekati titik didihnya. Selain itu senyawa yang dipisahkan dengan distilasi vakum memiliki titik didih tinggi yaitu di atas 150°C . Pada distilasi vakum perlu adanya penurunan tekanan dengan menggunakan pompa vakum.

e. Distilasi Uap

Distilasi uap merupakan jenis distilasi yang digunakan untuk memisahkan senyawa yang memiliki titik didih mencapai 200°C . Pada dasarnya distilasi uap dapat menguapkan senyawa dengan menggunakan suhu mendekati 100°C dengan air mendidih atau uap dan dalam tekanan atmosfer. Distilasi uap juga dapat memisahkan senyawa di bawah titik didihnya masing-masing. Distilasi uap juga digunakan pada senyawa yang tidak larut dalam air tetapi dapat didistilasi dengan air. Campuran senyawa yang didistilasi akan dipanaskan menggunakan uap air sehingga uap dari campuran senyawa akan menuju kondensor dan keluar sebagai distilat. Contoh aplikasi dari distilasi uap adalah dalam mengekstrak minyak parfum dari tumbuhan, minyak citrus dari lemon, dan lainnya.

3.5 Tipe Kolom Distilasi

Kolom distilasi merupakan alat yang digunakan selama berlangsungnya proses pemisahan komponen menjadi fraksi yang lebih murni. Bagian-bagian dalam

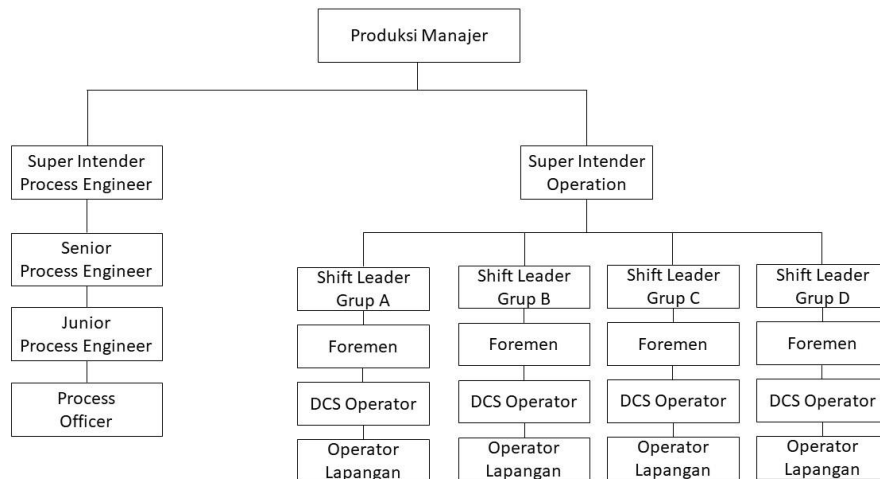
kolom distilasi diantaranya adalah kolom vertikal, *tray*, *reboiler*, kondensor, produk distilat atau *bottom*, dan *reflux*. Kolom vertikal merupakan tempat untuk proses distilasi dari senyawa. *Tray* digunakan sebagai tempat pertukaran panas antara cairan dengan uap fraksi. *Reboiler* atau disebut juga dengan ketel pemanas yang digunakan untuk memanaskan kembali *feed* pada bagian bawah kolom distilasi. Kondensor yang digunakan untuk mengkondensasikan produk distilat di bagian atas kolom. Distilat dan *bottom* adalah produk keluaran dari hasil pemisahan senyawa. Dan yang terakhir adalah *reflux* yaitu produk distilat yang dikembalikan dalam kolom distilasi.

Adapun jenis kolom distilasi yang umum digunakan dalam industri adalah *packed coloumn* dan *tray tower*. *Packed coloumn* adalah salah satu jenis kolom distilasi yang dilengkapi dengan *packing*. Adanya *packing* dapat digunakan untuk memperluas bidang kontak senyawa sehingga dapat terjadi turbulensi dan menyebabkan kontak antar senyawa lebih sempurna. Aliran senyawa pada kolom ini terjadi secara berlawanan. Senyawa yang berfasa cair akan mengalir dari bagian atas sedangkan untuk senyawa yang berfasa gas akan mengalir dari bagian bawah. Hal tersebut bertujuan agar komponen kimia akan mengalami kontak dan komponen akan berpindah dari satu fase ke fase lain.

Jenis kolom lainnya adalah *tray coloumn* yaitu kolom distilasi yang berbentuk bejana vertikal. Campuran senyawa yang dialirkan ke dalam kolom ini akan dikontakkan melalui *plate-plate* yang disebut juga sebagai *tray*. Adanya *tray* dapat digunakan untuk memperluas kontak antar senyawa dengan tujuan agar komponen dapat terpisah berdasarkan densitasnya serta dalam fase cair atau gas. Jumlah *tray* dalam suatu kolom dapat disesuaikan dengan tingkat kesulitan pemisahan senyawa dan perhitungan neraca massa. Efisiensi dan jumlah *tray* ditentukan dari kondisi operasi dan desain yang digunakan. Sedangkan untuk diameter kolom dapat ditentukan berdasarkan jumlah senyawa yang melewati kolom per waktunya.

BAB IV PEMBAHASAN

4.1 Struktur Organisasi Unit Kerja



Gambar 4.1 Struktur Organisasi Departemen Produksi

4.2 Tugas Unit Kerja

Unit kerja: *Distribution Control System (DCS)*

4.3 Penjelasan Singkat Tugas Unit Kerja

Distribution Control System (DCS) merupakan salah satu unit kerja di PT PON. DCS merupakan suatu ruang control yang mengendalikan seluruh proses di PT PON. Dalam unit kerja ini tidak memerlukan pengaturan manual di lapangan. Tugas yang dilakukan dalam unit kerja DCS adalah mengukur suatu parameter yang disesuaikan dengan nilai yang telah menjadi acuan atau disebut dengan *set point*. Jika parameter yang diukur tidak sesuai dengan *set point* maka DCS akan melakukan tindakan koreksi tertentu hingga parameter yang diukur dapat sesuai dengan *set point*. Untuk mengubah variabel proses dapat dilakukan dengan komputer sehingga tidak memerlukan operator di lapangan. Selain menggunakan sistem DCS PT PON juga menggunakan sistem pengendalian proses dengan *Programmable Logic Control (PLC)*. Sistem PLC termasuk dalam sistem kontrol yang lebih kecil daripada DCS. PLC hanya digunakan pada peralatan tertentu, seperti unit PSA, demineralisasi air, dan boiler.

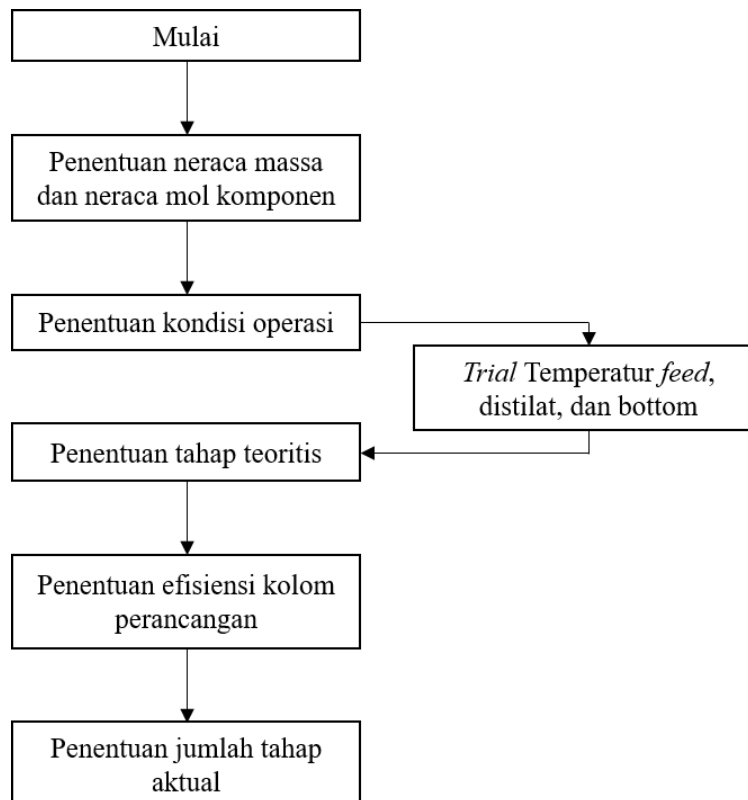
4.4 Tugas Khusus 1 (Perhitungan *Tray* Aktual Kolom Distilasi *Aldehyde* dengan Penambahan Kapasitas menjadi 125%)

4.4.1 Tujuan Penelitian

Perancangan menara distilasi aldehid dengan penambahan kapasitas tersebut bertujuan untuk mendapatkan hasil aldehid yang lebih banyak.

4.4.2 Metodologi Penelitian

Pengerjaan tugas khusus terdiri dari lima tahapan, yaitu pengumpulan data fisik komponen yang akan didistilasi, penentuan neraca massa dan neraca mol komponen, penentuan kondisi operasi, dan penentuan jumlah tahap teoritis dan aktual. Tahap pengerjaan tugas khusus dapat terlihat dalam gambar 4.1.



Gambar 4.2 Tahap Pengerjaan Tugas Khusus 1

4.4.2.1 Alat dan Bahan

Berikut adalah alat dan bahan yang digunakan dalam pengerjaan tugas khusus.

4.4.2.1.1 Alat

Peralatan yang digunakan dalam pengerjaan tugas khusus ini adalah *Microsoft excel*.

4.4.2.1.2 Bahan

Bahan yang digunakan dalam penelitian ini yaitu data fraksi massa dari kolom distilasi T-160.

4.4.2.2 Prosedur Kerja

Berikut adalah penjelasan terkait langkah kerja perhitungan :

1) Penentuan Kondisi Operasi

Kondisi operasi distilasi meliputi tekanan dan temperatur umpan, distilat, dan bottom. Penentuan tersebut dilakukan dengan men-*trial* tekanan, maka akan diperoleh temperatur dan sebaliknya. Temperatur distilat ditentukan dengan mencari temperatur embun (T Dew), sedangkan temperatur bottom ditentukan dengan mencari temperatur didih (T Bubble). Temperatur umpan ditentukan melalui rumus berikut : $T_{Feed} = (q \times T_{bubble}) + ((1 - q) \times T_{Dew})$.

2) Penentuan Komponen Kunci (*Key Component*)

Dalam menentukan jumlah tahap yang dibutuhkan dalam distilasi multi komponen maka terdapat dua komponen kunci, yaitu *Light Key Component* (LK) dan *Heavy Key Component* (HK). LK adalah fraksi ringan pada produk bawah dalam jumlah kecil dan tidak dapat diabaikan. Sedangkan HK adalah fraksi berat pada produk atas dalam jumlah kecil dan tidak dapat diabaikan. LK dan HK dibutuhkan untuk dapat mengetahui distribusi komponen lain.

3) Penentuan Jumlah Tahap Minimum (N_m)

Jumlah tahap minimum (N_m) dapat ditentukan menggunakan metode Fenske. Penentuannya dapat dilakukan dengan rumus sebagai berikut :

$$N_m = \frac{\log\left(\frac{d_{LK} \times b_{HK}}{b_{LK} \times d_{HK}}\right)}{\log \alpha_{LK \text{ average}}}$$

$$\alpha_{LK \text{ average}} = \sqrt{\alpha_{LK D} \times \alpha_{LK B}}$$

$$\alpha_{LK \text{ Distilat}} = \left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}}\right)_{\text{distilat}}$$

$$\alpha_{LK \text{ Bottom}} = \left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}}\right)_{\text{bottom}}$$

4) Penentuan Jumlah Refluks Minimum (R_m)

Jumlah tahap yang digunakan juga bergantung pada rasio refluks yang digunakan. Jika refluks minimum dinaikkan maka jumlah tahap yang dibutuhkan akan menurun. *Capital cost* juga akan menurun tetapi hal itu juga dapat menaikkan *steam* dan biaya operasi. Sehingga perlu adanya perhitungan rasio yang optimum agar biaya operasi tidak terlalu tinggi. Rasio optimum berada diantara 1,2 – 1,5 kali refluks minimum.

Untuk menghitung nilai R_m yaitu menggunakan metode Underwood, yaitu melalui dua persamaan Underwood I dan Underwood II.

Persamaan Underwood I berhubungan dengan fraksi umpan, kondisi umpan, dan volatilitas relatif masing-masing komponen terhadap HK (α_i). Pada persamaan I ini akan menentukan konstanta underwood (Φ) yang ditebak diantara nilai volatilitas relatif komponen LK dan HK. Kemudian akan di *goal seek* sehingga didapatkan nilai V_f yang sesuai. V_f merupakan laju molar umpan dalam bentuk uap.

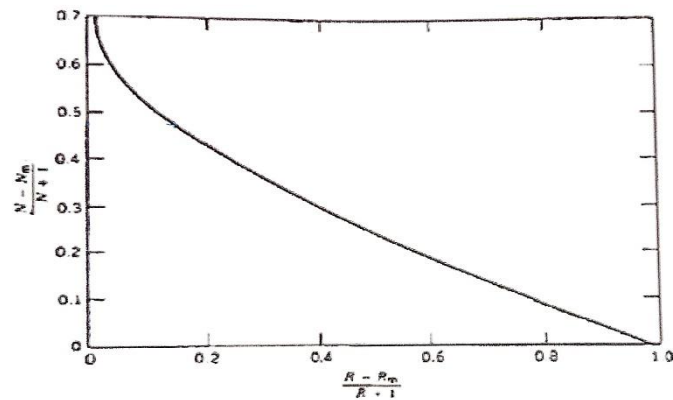
$$V_f = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \times F_i}{\alpha_i - \Phi}$$

Persamaan Underwood II berhubungan dengan konsentrasi pada distilat dan volatilitas relatif masing-masing komponen. Pada persamaan I ini akan menentukan nilai rasio refluks minimum (R_m) dengan memasukkan nilai Φ pada Underwood I. Rumus dari perhitungan R_m adalah sebagai berikut :

$$V_\infty = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \times D_i}{\alpha_i - \Phi}$$
$$R_m = \frac{V_\infty}{D} - 1$$

5) Penentuan Jumlah Tahap Teoritis

Jumlah nilai rasio refluks terhitung, maka dapat menghitung jumlah tahap teoritis. Persamaan yang digunakan dalam penentuan tahap teoritis adalah dengan dihubungkan pada nilai R_m di persamaan Gilliland. Dalam persamaan Gilliland memberikan hasil yang cukup memuaskan dan mudah untuk digunakan. Persamaan Gilliland menghubungkan antara jumlah tahap aktual, tahap minimum, rasio refluks (R), dan Refluks minimum (R_m) dan ditunjukkan dalam grafik Gilliland sebagai berikut :



6) Perhitungan Efisiensi Tray

Efisiensi tray merupakan pendekatan fraksional terhadap kondisi kesetimbangan yang dihasilkan oleh tray aktual. Sehingga perlu adanya pengukuran terhadap kesetimbangan seluruh uap dan cairan yang berasal dari tray. Kondisi tiap tray tentunya berbeda antara satu dengan yang lainnya. Sehingga perlu dilakukan metode pendekatan titik efisiensi karena adanya perpindahan massa tray. Perhitungan efisiensi tray menggunakan persamaan O'Connell sebagai berikut :

$$\text{Log (Viskositas)} = \text{VIS A} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{\text{VIS B}} \right)$$

Viskositas dalam Ns/m^2 dan temperatur dalam Kelvin.

4.4.3 Hasil dan Pembahasan

Kolom pemisahan *aldehyde* bertujuan untuk memisahkan senyawa IBD dan NBD. Pemisahan dilakukan dalam kolom distilasi bertingkat atau fraksionasi. Dalam tugas ini proses pemisahan *aldehyde* dilakukan dalam kolom T-160. Sebelum melakukan perhitungan maka diperlukan data fisik dari perusahaan. Data fisik didapatkan dari (T-140) pada tanggal 04 September 2023 yang ditunjukkan dalam tabel berikut :

Tabel 4.1 Data Fisik T-140

Komponen	Fraksi Massa (%wt)
C3	1.17
PALD	<0.01
IBD	10.69
NBD	86.39
IPA	<0.01

TOL	0.05
HE	<0.01
H ₂ O	1.7

Dari perhitungan yang sudah dilakukan maka didapatkan hasil sebagai berikut :

1) Penentuan Neraca Massa

Tabel 4.2 Neraca Massa Feed, Distilat, dan Bottom Tugas 1

Komponen	TD	BM (kg/kmol)	FEED			
			kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol (zi, F)
C3	-42,00	44,10	284,1429	0,0117	6,4431	0,0181
IBD	64,10	72,11	2.596,1429	0,1069	36,0025	0,1010
NBD	74,80	72,11	20.980,4286	0,8639	290,9503	0,8162
TOL	110,60	92,14	12,1429	0,0005	0,1318	0,0004
H ₂ O	100,00	18,00	412,8571	0,0170	22,9365	0,0643
Total			24.286	1	356	1

Komponen	TD	BM (kg/kmol)	DISTILAT			
			kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol (yi,D)
C3	-42,00	44,10	284,1374	0,0162	6,4430	0,0986
IBD	64,10	72,11	2.596,0385	0,9626	36,0011	0,5507
NBD	74,80	72,11	0,0006	0,0039	0,0000	0,0000
TOL	110,60	92,14	0,000043	0,0003	0,0000	0,0000
H ₂ O	100,00	18,00	412,7858	0,0170	22,9325	0,3508
Total			3.293	1	65	1

Komponen	TD	BM (kg/kmol)	BOTTOM			
			kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol (xi,B)
C3	-42,00	44,10	0,0055	0,0001	0,0001	0,0000
IBD	64,10	72,11	0,1043	0,0019	0,0014	0,0000
NBD	74,80	72,11	20.980,4280	0,9952	290,9503	0,9995
TOL	110,60	92,14	12,1428	0,0015	0,1318	0,0005
H ₂ O	100,00	18,00	0,0714	0,0013	0,0040	0,0000

Total	20.993	1	291	1
--------------	---------------	----------	------------	----------

2) Penentuan Kondisi Operasi

Persamaan Tekanan Uap Antoine (P, mmHg dan T, K)					
$\ln(p) = A-B/(T+C)$					
Senyawa	A	B	C	Suhu Max (K)	Suhu Min (K)
C3	15,7260	1.872,5	-25,1600	249	164
IBD	15,9888	2.677,0	-51,1500	370	247
NBD	16,1668	2.839,1	-50,1500	380	255
TOL	16,0137	3.096,5	-53,6700	410	280
H2O	18,3036	3.816,4	-46,1300	441	284

Total $X_{i,D} / K_c$

T dew 86,7790

1,000

DISTILAT (Setelah Goal Seek)								
Senyawa	T Distilat (K)	P Distilat (mmHg)	$\ln P_i$ sat	P_i sat	$y_{i,D}$	K	$a_i = K/K_c$	$x_{i,D}$
C3	359,78	885,40	10,13	25.089,47	0,1	28,34	22,94	0,0043
IBD			7,32	1.502,70	0,55	1,70	1,37	0,4009
NBD			6,997	1.093,87	0,00	1,24	1,	0,0000
TOL			5,8980	364,2929	0,0000	0,4114	0,3330	0,0000
H2O			6,1357	462,0773	0,3508	0,5219	0,4224	0,8304
Total								1,2355

T bubble 79,8107

Total $y_{i,B} * K_c$

1,0000

BOTTOM (Setelah Goal Seek)								
Senyawa	T Bottom (K)	P Bottom (mmHg)	$\ln P_i$ sat	P_i sat	$x_{i,B}$	K	$A_i = K/K_c$	$y_{i,B}$
C3	352,81	885,40	10,01	22.274,44	0,0000	25,16	25,15	0,0000
IBD			7,12	1.229,86	0,0000	1,39	1,39	0,0000
NBD			6,79	885,69	0,9995	1,00	1,0	0,9995
TOL			5,66	287,82	0,0005	0,33	0,33	0,0001
H2O			5,8593	350,46	0,0000	0,40	0,40	0,0000
Total								0,9997

3) Penentuan jumlah plate minimum

Metode Fenske

Distilat		Bottom			
K LK	=	1,6972	K LK	=	1,3890
D LK	=	36,0011	B LK	=	0,0014
K HK	=	1,6972	K HK	=	1,0003
D HK	=	0,0000	B HK	=	290,9503

$$\alpha_{i \text{ LK D}} = \frac{K \text{ LK}}{K \text{ HK}} = 1,0000$$

$$\alpha_{i \text{ LK B}} = \frac{K \text{ LK}}{K \text{ HK}} = 1,3886$$

$$N_m = \frac{\log((D \text{ LK}/D \text{ HK}) * (B \text{ HK}/B \text{ LK}))}{\log \text{ akar } ((\alpha_{i \text{ LK D}} * \alpha_{i \text{ LK B}}))}$$

$$= \frac{11,9729}{0,0713}$$

$$N_m = 168 \text{ Tahap}$$

Tahap Teoritis Minimum

Metode Underwood I dan II

Menentukan Vf (Laju molar umpan dalam bentuk uap)

$$V_f = (1-q) F \quad q = 1$$

$$V_f = 0,0000$$

Konstanta underwood (Φ)

$$\text{Underwood I } (\Phi) = 20,0594 \text{ sesudah goal seek}$$

Senyawa	α_i, F	F_i (kmol/jam)	$\alpha_i f_i$	$\frac{\alpha_i f_i}{(\alpha_i - \Phi)}$	V_f
C3	30,8574	6,4431	198,8188	18,4126	0,0000
IBD	1,4218	36,0025	51,1867	-2,7464	
NBD	1,0000	290,9503	290,9503	-	
TOL	0,3077	0,1318	0,0406	-0,0021	
H2O	0,3428	22,9365	7,8621	-0,3988	

$$\text{Underwood 2 } (\Phi) = 20,0594 \quad D = 65,3767$$

Senyawa	α_i, F	Di (kmol/jam)	$\alpha_i di$	$\frac{\alpha_i di}{(\alpha_i - \Phi)}$	V_{∞}	Rm
C3	30,8574	6,4430	198,8150	18,4123	15,2673	0,7665
IBD	1,4218	36,0011	51,1846	-2,7463		
NBD	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000		
TOL	0,3077	0,0000	0,0000	0,0000		
H2O	0,3428	22,9325	7,8608	-0,3987		

Metode Gilliland

R	=	1.5*Rm	
R	=	1,1497	
R-Rm	=	0,3832	
<hr/> R+1	=	<hr/> 2,1497	
	=	0,1783	
Dari grafik Gilliland			
N-Nm	=	0,4700	
<hr/> N+1	=	<hr/> 0,4700	
N-148	=	0,4700	
<hr/> N+1	=	<hr/> 0.47N	+
N-148	=	168,4700	
0.47N	=	168,4700	
N	=	<hr/> 0,4700	
N	=	358	Tahap

Tahap Teoritis

4) Penyusunan Laju Alir Liquid dan Vapor Enriching

Dari Neraca Massa

F	=	356,4643	kmol/jam
D	=	65,3767	kmol/jam
B	=	291,0876	kmol/jam

Laju alir kolom atas

$L = R * D$	=	75,1641	kmol/jam
$V = L + D$	=	140,5407	kmol/jam

Laju alir kolom bawah

$L' = L + (1 * F)$	=	431,6284	kmol/jam
--------------------	---	----------	----------

$$V' = L' - B = 140,5407 \text{ kmol/jam}$$

5) Perhitungan Efisiensi dan Tahap Aktual

Metode O'Connell

Tabel Konstanta VIS A dan VIS B Sinnott 2005

Senyawa	VIS A	VIS B
C3	222,6700	133,4100
IBD	464,0600	253,6400
NBD	472,3100	233,4200
TOL	467,3300	255,2400
H2O	658,2500	283,1600

T Feed	=	338,5000
T Distilat	=	359,7790
T Bottom	=	352,8107
T Rata2	=	350,3633

Viskositas masing2 komponen

Senyawa	μ (mNs/m ²)	μ ave (mNs/m ²)
C3	0,0926	0,2586
IBD	0,3125	
NBD	0,2112	
TOL	0,3183	
H2O	0,3582	

Penentuan Efisiensi Tahap

$$\begin{aligned} \alpha_i \text{ LK ave} &= 1,1943 \\ E_o &= 51 - 32.5 \log(\mu \text{ ave} * \alpha_i \text{ LK ave}) \\ &= 67,5854 \\ E_o &= 56,6127\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Tahap Aktual} &= \frac{\text{Jumlah Tahap Teoritis}}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{358}{0,675854} \\ \text{Tahap Aktual} &= 530 \text{ Tahap} \end{aligned}$$

Pada Kolom digunakan Kondensor Parsial dan Reboiler

Tray Aktual dalam kolom = 528 Tray

Penentuan Neraca Energi

Data Kapasitas Panas Cairan (Yaws, 1999)

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$, $C_p = \text{J/mol.K}$				
Komponen	A	B	C	D
C3	59,6420	0,3283	-0,0015	0,0000037
IBD	31,2280	1,1020	-0,0036	0,0000047
NBD	64,3630	0,7257	-0,0024	0,0000033
TOL	83,7030	0,5167	-0,0015	0,0000020
H2O	92,0530	-0,0400	-0,0002	0,0000005

Data Kapasitas Panas Gas (Yaws, 1999)

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$, $C_p = \text{J/mol.K}$					
Komponen	A	B	C	D	E
C3	28,2770	0,1160	0,000196	-0,00000023	0,000000000069
IBD	-1,3600	0,4050	-0,000252	0,00000006	0,000000000006
NBD	64,3740	0,0648	0,000351	-0,00000035	0,000000000101
TOL	-24,0970	0,5220	-0,000298	0,00000006	0,000000000001
H2O	33,9330	-0,0084	0,0000299	-	0,0000000000037

Kalor Feed			
Komponen	kmol/jam	$\int C_p dt$	Q_f (KJ/jam)
C3	6.443,1487	3.609,1138	23.254.056,6702
IBD	36.002,5358	4.977,6382	179.207.598,7184
NBD	290.950,3338	4.749,5505	1.381.883.306,3399
TOL	131,7870	4.669,4840	615.377,4332
H2O	22.936,5079	2.198,5732	50.427.591,4117
Total	356.464,3133	20.204,3597	1.635.387.930,5733

Kalor Distilat			
Komponen	kmol/jam	$\int C_p dt$	Q_d (KJ/jam)
C3	6.443,1487	5.428,1908	34.974.640,5760
IBD	36.002,5358	7.372,2984	265.421.437,6454
NBD	0,00000	7.032,0427	0,0001
TOL	0,0000	6.894,1517	0,0000

H2O	22.936,5079	3.219,8536	73.852.197,0875
Total	65.382,1924	29.946,5372	374.248.275,3089

Kalor Bottom			
Komponen	kmol/jam	∫Cp dt	Qb (KJ/jam)
C3	0,0000	6.973,7726	0,0009
IBD	0,0000	9.349,7449	0,0135
NBD	290.950,3338	8.915,3532	2.593.924.993,4905
TOL	131,7870	8.718,9192	1.149.040,4843
H2O	0,0000	4.046,1697	0,0000
Total	291.082,1208	38.003,9596	2.595.074.033,9893

Data Panas Laten (Yaws, 1999)

Hvap = A (1-T/Tc)ⁿ, Hvap = KJ/mol			
Komponen	A	Tc	n
C3	28,8900	369,8200	0,3650
IBD	44,9900	507,0000	0,3470
NBD	47,9400	525,0000	0,3780
TOL	50,1390	591,7900	0,3830
H2O	52,0530	647,1300	0,3210

Panas penguapan

Komponen	kmol/jam	Hvap	Qtl (KJ/jam)
C3	6.443,1487	11,7124	75.464,5757
IBD	36.002,5358	30,6884	1.104.860,0620
NBD	0,0000	32,4088	0,0000
TOL	0,0000	36,2178	0,0000
H2O	22.936,5079	41,0355	941.210,2559
Total	65.382,1924	152,0628	2.121.534,8935

Menghitung Panas Sensibel

Komponen	kmol/jam	∫Cp dt	Qts (KJ/jam)
C3	6.443,1487	5.113,6712	32.948.143,6204
IBD	36.002,5358	6.963,5585	250.705.763,7109
NBD	0,0000	6.642,5798	0,0001
TOL	0,0000	6.515,5411	0,0000
H2O	22.936,5079	3.047,1486	69.890.947,3509
Total	65.382,1924	28.282,4991	353.544.854,6823

Menghitung Beban Panas Kondensor

$$Q_{CD} = Q_{t \text{ laten}} + Q_{t \text{ sensibel}}$$

$$Q_{CD} = 355.666.389,5758 \text{ KJ/jam}$$

Menghitung Beban Panas Reboiler

$$Q_F + Q_R = Q_B + Q_{CD} + Q_D$$

$$Q_R = Q_B + Q_{CD} + Q_D - Q_F$$

$$Q_R = 1.689.600.768,3007 \text{ KJ/jam}$$

Tabel 4.3 Neraca Energi Total Tugas 1

Neraca Panas Total			
Komponen	Panas Masuk (KJ/jam)	Panas Keluar (KJ/jam)	
		Distilat	Bottom
C3	23.254.056,6702	34.974.640,5760	0,0009
IBD	179.207.598,7184	265.421.437,6454	0,0135
NBD	1.381.883.306,3399	0,0001	2.593.924.993,4905
TOL	615.377,4332	0,0000	1.149.040,4843
H2O	50.427.591,4117	73.852.197,0875	0,0000
Subtotal	1.635.387.930,5733	374.248.275,3089	2.595.074.033,9893
Beban Reboiler	1.689.600.768,3007	-	
Beban Kondensor	-	355.666.389,5758	
Total	3.324.988.698,8740	3.324.988.698,8740	

4.4.4 Kesimpulan

Dari hasil perhitungan yang telah dilakukan maka dapat disimpulkan hasil sebagai berikut :

Kondisi operasi kolom :

T dew	= 86,779°C
P dew	= 885,40 mmHg
T bubble	= 79,8107°C
P bubble	= 885,40 mmHg
T feed	= 65,5°C
T feed	= 885,40 bar

Tahap teoritis minimum (Nm) = 168 tahap

Tahap teoritis (N) = 358 tahap

Tahap aktual	= 530 tahap
Tahap aktual dalam kolom	= 528 tahap
Beban kondensor (Q_C)	= 355.666.389,5758 KJ/jam
Beban reboiler (Q_R)	= 1.689.600.768,3007 KJ/jam

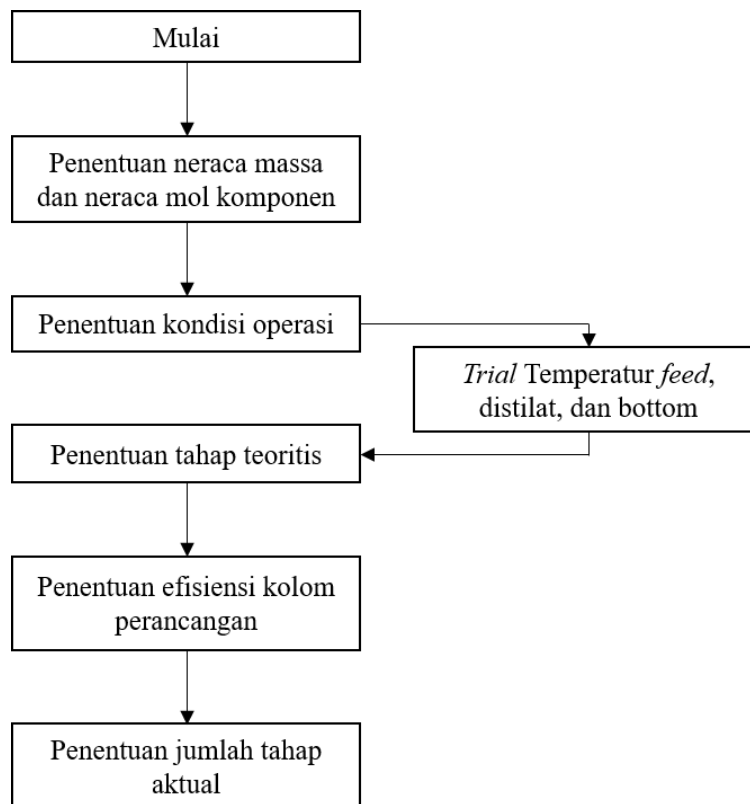
4.5 Tugas Khusus 2 (Perhitungan Tray Aktual Kolom Pemurnian IsoButyraldehyde (IBD))

4.5.1 Tujuan Penelitian

Perancangan kolom pemurnian IBD tersebut bertujuan untuk mendapatkan hasil IBD dengan tingkat kemurnian yang lebih tinggi.

4.5.2 Metodologi Penelitian

Pengerjaan tugas khusus terdiri dari lima tahapan, yaitu pengumpulan data fisik komponen yang akan didistilasi, penentuan neraca massa dan neraca mol komponen, penentuan kondisi operasi, dan penentuan jumlah tahap teoritis dan aktual. Tahap pengerjaan tugas khusus dapat terlihat dalam gambar 4.5.



Gambar 4.3 Tahap Pengerjaan Tugas Khusus 2

4.5.2.1 Alat dan Bahan

Berikut adalah alat dan bahan yang digunakan dalam pengerjaan tugas khusus.

4.5.2.1.1 Alat

Peralatan yang digunakan dalam pengerjaan tugas khusus ini adalah *Microsoft excel*.

4.5.2.1.2 Bahan

Bahan yang digunakan dalam penelitian ini yaitu data fraksi massa dari kolom distilasi T-170.

4.5.2.2 Prosedur Kerja

Berikut adalah penjelasan terkait langkah kerja perhitungan :

1) Penentuan Kondisi Operasi

Kondisi operasi distilasi meliputi tekanan dan temperatur umpan, distilat, dan bottom. Penentuan tersebut dilakukan dengan *men-trial* tekanan, maka akan diperoleh temperatur dan sebaliknya. Temperatur distilat ditentukan dengan mencari temperatur embun (T Dew), sedangkan temperatur bottom ditentukan dengan mencari temperatur didih (T Bubble). Temperatur umpan ditentukan melalui rumus berikut : $T_{Feed} = (q \times T_{bubble}) + ((1 - q) \times T_{Dew})$.

2) Penentuan Komponen Kunci (*Key Component*)

Dalam menentukan jumlah tahap yang dibutuhkan dalam distilasi multi komponen maka terdapat dua komponen kunci, yaitu *Light Key Component* (LK) dan *Heavy Key Component* (HK). LK adalah fraksi ringan pada produk bawah dalam jumlah kecil dan tidak dapat diabaikan. Sedangkan HK adalah fraksi berat pada produk atas dalam jumlah kecil dan tidak dapat diabaikan. LK dan HK dibutuhkan untuk dapat mengetahui distribusi komponen lain.

3) Penentuan Jumlah Tahap Minimum (N_m)

Jumlah tahap minimum (N_m) dapat ditentukan menggunakan metode Fenske. Penentuannya dapat dilakukan dengan rumus sebagai berikut :

$$N_m = \frac{\log\left(\frac{d_{LK}}{HK} \times \frac{b_{HK}}{LK}\right)}{\log \alpha_{LK \text{ average}}}$$

$$\alpha_{LK \text{ average}} = \sqrt{\alpha_{LK D} \times \alpha_{LK B}}$$

$$\alpha_{LK \text{ Distilat}} = \left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}}\right)_{\text{distilat}}$$

$$\alpha_{LK} \text{ Bottom} = \left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}} \right)_{\text{bottom}}$$

4) Penentuan Jumlah Refluks Minimum (Rm)

Jumlah tahap yang digunakan juga bergantung pada rasio refluks yang digunakan. Jika refluks minimum dinaikkan maka jumlah tahap yang dibutuhkan akan menurun. *Capital cost* juga akan menurun tetapi hal itu juga dapat menaikkan *steam* dan biaya operasi. Sehingga perlu adanya perhitungan rasio yang optimum agar biaya operasi tidak terlalu tinggi. Rasio optimum berada diantara 1,2 – 1,5 kali refluks minimum.

Untuk menghitung nilai Rm yaitu menggunakan metode Underwood, yaitu melalui dua persamaan Underwood I dan Underwood II.

Persamaan Underwood I berhubungan dengan fraksi umpan, kondisi umpan, dan volatilitas relatif masing-masing komponen terhadap HK (α_i). Pada persamaan I ini akan menentukan konstanta underwood (Φ) yang ditebak diantara nilai volatilitas relatif komponen LK dan HK. Kemudian akan di *goal seek* sehingga didapatkan nilai Vf yang sesuai. Vf merupakan laju molar umpan dalam bentuk uap.

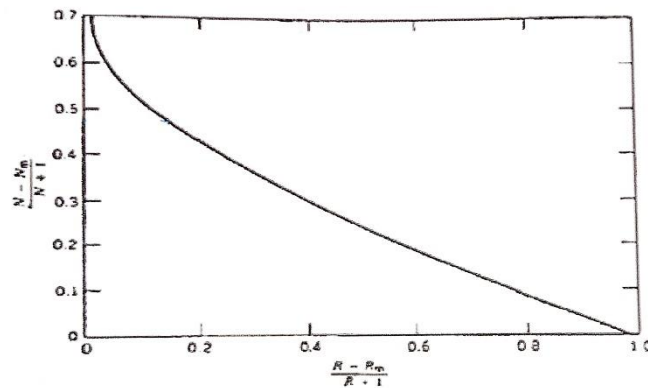
$$V_f = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \times F_i}{\alpha_i - \Phi}$$

Persamaan Underwood II berhubungan dengan konsentrasi pada distilat dan volatilitas relatif masing-masing komponen. Pada persamaan I ini akan menentukan nilai rasio refluks minimum (Rm) dengan memasukkan nilai Φ pada Underwood I. Rumus dari perhitungan Rm adalah sebagai berikut :

$$V_\infty = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \times D_i}{\alpha_i - \Phi}$$
$$R_m = \frac{V_\infty}{D} - 1$$

5) Penentuan Jumlah Tahap Teoritis

Jumlah nilai rasio refluks terhitung, maka dapat menghitung jumlah tahap teoritis. Persamaan yang digunakan dalam penentuan tahap teoritis adalah dengan dihubungkan pada nilai Rm di persamaan Gilliland. Dalam persamaan Gilliland memberikan hasil yang cukup memuaskan dan mudah untuk digunakan. Persamaan Gilliland menghubungkan antara jumlah tahap aktual, tahap minimum, rasio refluks (R), dan Refluks minimum (Rm) dan ditunjukkan dalam grafik Gilliland sebagai berikut :



6) Perhitungan Efisiensi Tray

Efisiensi *tray* merupakan pendekatan fraksional terhadap kondisi kesetimbangan yang dihasilkan oleh *tray* aktual. Sehingga perlu adanya pengukuran terhadap kesetimbangan seluruh uap dan cairan yang berasal dari *tray*. Kondisi tiap *tray* tentunya berbeda antara satu dengan yang lainnya. Sehingga perlu dilakukan metode pendekatan titik efisiensi karena adanya perpindahan massa *tray*. Perhitungan efisiensi *tray* menggunakan persamaan O'Connell sebagai berikut :

$$\text{Log (Viskositas)} = \text{VIS A} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{\text{VIS B}} \right)$$

Viskositas dalam Ns/m² dan temperatur dalam Kelvin.

4.5.3 Hasil dan Pembahasan

Kolom pemurnian IBD bertujuan untuk memisahkan senyawa IBD dengan beberapa senyawa lainnya seperti C₃, NBD, dan air. Pemisahan dilakukan dalam kolom distilasi bertingkat atau fraksionasi. Dalam tugas ini proses pemurnian IBD dilakukan dalam dua kolom. Sebelum melakukan perhitungan maka diperlukan data fisik dari perusahaan. Data fisik didapatkan dari tangki penyimpanan IBD (TK-162) pada tanggal 19 Oktober 2022 yang ditunjukkan dalam tabel berikut :

Tabel 4.4 Data Fisik TK-162

Komponen	Fraksi Massa (%wt)
C ₃	1,18
PALD	<0,01
IBD	96,77
NBD	0,21
IPA	<0,01

LE	<0,01
HE	0,06
H ₂ O	1,78

Dari perhitungan yang sudah dilakukan maka didapatkan hasil sebagai berikut :

A. Perhitungan Kolom Distilasi Pertama

1) Neraca Massa Menara Distilasi

$$\begin{aligned} \text{Feed} &= 2 \text{ ton/jam} \\ &= 2.000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 4.5 Neraca Massa Feed, Distilat, dan Bottom Kolom Pertama Tugas 1

Komponen	TD	BM (kg/kmol)	FEED			
			kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol (zi, F)
C3	-42,00	44,10	23.6000	0,0118	0,53515	0,0182
IBD	64,10	72,11	1.935,4000	0,9677	26,8396	0,9105
NBD	74,80	72,11	4.2000	0,0021	0,0582	0,0020
H ₂ O	100,00	18,00	36.8000	0,0184	2,0444	0,0694
Total			2.000	1	29	1

Komponen	TD	BM (kg/kmol)	DISTILAT			
			kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol (yi,D)
C3	-42,00	44,10	23,5991	0.0176	0.53513	0,0196
IBD	64,10	72,11	1.926,9248	0.9604	26.7220	0,9803
NBD	74,80	72,11	0,0002	0.0001	0.0000033	0,0000
H ₂ O	100,00	18,00	0,0527	0.0219	0.0029	0,0001
Total			1.951	1	27	1

Komponen	TD	BM (kg/kmol)	BOTTOM			
			kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol (xi,B)
C3	-42,00	44,10	0,0009	0,0001	0,00002	0,000009
IBD	64,10	72,11	8,4752	0,9646	0,1175	0,0530
NBD	74,80	72,11	4,1998	0,0271	0,0582	0,0263
H ₂ O	100,00	18,00	36,7473	0,0082	2,0415	0,9207
Total			49	1	2	1

2) Penentuan Kondisi Operasi

Persamaan Tekanan Uap Antoine (P, mmHg dan T, K)					
$\ln(p) = A-B/(T+C)$					
Senyawa	A	B	C	Suhu Max (K)	Suhu Min (K)
C3	15,7260	1.872,5	-25,1600	249	164
IBD	15,9888	2.677,0	-51,1500	370	247
NBD	16,1668	2.839,1	-50,1500	380	255
H2O	18,3036	3.816,4	-46,1300	441	284

DISTILAT (Setelah Solver)								
Senyawa	T Distilat (K)	P Distilat (mmHg)	$\ln P_i$ sat	P_i sat	$y_{i,D}$	K	$\alpha_i = K/K_c$	$x_{i,D}$
C3	336,32	750,00	9,7084	16.454,8088	0,0196	21,9397	95,2190	0,0002
IBD			6,6016	736,2504	0,9803	0,9817	4,2605	0,2301
NBD			6,2459	515,8915	0,0000	0,6879	2,9853	0,0000
H2O			5,1522	172,8101	total $x_{i,D}/K_c$	0,2304	1,0000	0,0001
Total								0,2304

$$T_{\text{dew}} = 63.172$$

$$\text{total } x_{i,D}/K_c = 1.00$$

BOTTOM (Setelah Solver)								
Senyawa	T Bottom (K)	P Bottom (mmHg)	$\ln P_i$ sat	P_i sat	$x_{i,B}$	K	$\alpha_i = K/K_c$	$y_{i,B}$
C3	340,30	250,00	9,7843	17.753,5114	0,0000	71,0140	85,9950	0,0008
IBD			6,7307	837,7541	0,0530	3,3510	4,0579	0,2151
NBD			6,3819	591,0633	0,0263	2,3643	2,8630	0,0752
H2O			5,3300	206,4481	0,9207	0,8258	1,0000	0,9207
Total								1,2118

$$\begin{aligned} T \text{ bubble} &= 67,1508 \\ \text{total } x_{i,D}/K_c &= 1,00 \end{aligned}$$

FEED							
Senyawa	T Feed (K)	P Feed (mmHg)	ln P _{i sat}	P _{i sat}	z _{i,F}	K	α _i = K/K _c
C3	347,15	3.000,25	9,9107	20.145,2989	0,0182	6,7145	72,6379
IBD			6,9449	1.037,8937	0,9105	0,3459	3,7423
NBD			6,6076	740,6842	0,0020	0,2469	2,6707
H2O			5,6252	277,3388	0,0694	0,0924	1,0000

3) Penentuan Tahap Teoritis

Metode Fenske

Distilat	Bottom
K LK = 0,9817	K LK = 3,3510
D LK = 26,7220	B LK = 0,1175
K HK = 0,2304	K HK = 0,8258
D HK = 0,0029	B HK = 2,0415

$$\alpha_{i \text{ LK D}} = \frac{K \text{ LK}}{K \text{ HK}} = 4,2605$$

$$\alpha_{i \text{ LK B}} = \frac{K \text{ LK}}{K \text{ HK}} = 4,0579$$

$$\begin{aligned} N_m &= \frac{\log((D \text{ LK}/D \text{ HK}) * (B \text{ HK}/B \text{ LK}))}{\log \text{ akar } ((\alpha_{i \text{ LK D}} * \alpha_{i \text{ LK B}}))} \\ &= \frac{5,1999}{0,6189} \end{aligned}$$

$$N_m = 8 \text{ Tahap}$$

Tahap Teoritis Minimum

Metode Underwood I dan II

Menentukan V_f (Laju molar umpan dalam bentuk uap)

$$\begin{aligned} V_f &= (1-q) F & q &= 1 \\ V_f & & &= 0,0000 \end{aligned}$$

Konstanta underwood (Φ)

$$\text{Underwood I } (\Phi) = 1,0538 \text{ sesudah goal seek}$$

Senyawa	α _{i, F}	F _i (kmol/jam)	α _i f _i	α _i f _i / (α _i - Φ)	V _f
C3	72,6379	0,5351	38,8720	0,5430	0,000

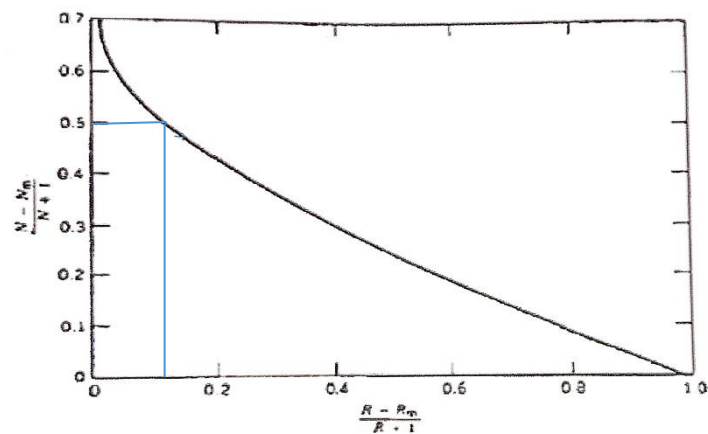
IBD	3,7423	26,8396	100,4425	37,3596
NBD	2,6707	0,0582	0,1556	0,0962
H2O	1,0000	2,0444	2,0444	-37,9989

$$\text{Underwood 2 } (\Phi) = 1.0538 \quad D = 27.2601$$

Senyawa	α_i, F	D_i (kmol/jam)	$\alpha_i d_i$	$\alpha_i d_i / (\alpha_i - \Phi)$	V_o	R_m
C3	72,6379	0,5351	38,8705	0,5430	37,6846	0,3824
IBD	3,7423	26,7220	100,0027	37,1961		
NBD	2,6707	0,0000	0,0000	0,0000		
H2O	1,0000	0,0029	0,0029	-0,0544		

Metode Gilliland

$$\begin{array}{rcl}
 R & = & 1,5 \cdot R_m \\
 R & = & 0,5736 \\
 R - R_m & = & 0,1912 \\
 \hline
 R + 1 & = & 1,5736 \\
 & = & 0,1215
 \end{array}$$



Dari grafik Gilliland

$$\begin{array}{rcl}
 N - N_m & = & 0,5000 \\
 \hline
 N + 1 & = & 0,5000 \\
 \hline
 N - 8 & = & 0,5N \quad + \quad 0,5000 \\
 0,5N & = & 8,9021 \\
 N & = & 8,9021 \\
 & = & \underline{0,5000}
 \end{array}$$

N = 18 Tahap
Tahap Teoritis

4) Penyusunan Laju Alir Liquid dan Vapor Enriching

Dari Neraca Massa

F	=	29,4774	kmol/jam
D	=	27,2601	kmol/jam
B	=	2,2173	kmol/jam

Laju alir kolom atas

L = R*D	=	15,6368	kmol/jam
V = L + D	=	42,8969	kmol/jam

Laju alir kolom bawah

L' = L+(1*F)	=	45,1142	kmol/jam
V' = L' - B	=	42,8969	kmol/jam

5) Perhitungan Efisiensi dan Tahap Aktual

Metode O'Connell

T Feed	347,1500
T Distilat	336,3225
T Bottom	340,3008
T Rata2	341,2578

Tabel Konstanta VIS A dan VIS B Sinnott 2005

Senyawa	VIS A	VIS B
C3	222,6700	133,4100
IBD	1.199,1000	343,8500
NBD	984,5400	341,1200
H2O	658,2500	283,1600

Viskositas masing2 komponen

Senyawa	μ (mNs/m2)	μ ave (mNs/m2)
C3	0,0963	0,6396
IBD	1,0629	
NBD	0,9973	
H2O	0,4020	

Penentuan Efisiensi Tahap

$$\begin{aligned} \alpha_i \text{ LK ave} &= 4,1592 \\ E_o &= 51-32.5\log(\mu \text{ ave} * \alpha_i \text{ LK ave}) \\ &= 37,1897 \\ E_o &= 56,6127\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Tahap Aktual} &= \frac{\text{Jumlah Tahap Teoritis}}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{18}{0,371897} \\ \text{Tahap Aktual} &= 48 \quad \text{Tahap} \end{aligned}$$

Pada Kolom digunakan Kondensor Parsial dan Reboiler

$$\text{Tray Aktual dalam kolom} = 46 \quad \text{Tray}$$

6) Neraca Energi

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} \text{T Distilat :} \quad \text{T Dew} &= 336,32 \text{ K} \\ &\quad \text{T Didih} = 340,95 \text{ K} \\ \text{T Umpan :} \quad \text{T} &= 347,15 \text{ K} \\ &\quad \text{Umpan} \\ \text{T Bottom :} \quad \text{T Didih} &= 340,30 \text{ K} \\ \text{T ref :} \quad \text{T ref} &= 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Data Kapasitas Panas Cairan (Yaws, 1999)

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3, C_p = \text{J/mol.K}$				
Komponen	A	B	C	D
C3	59,6420	0,3283	-0,0015	0,0000037
IBD	31,2280	1,1020	-0,0036	0,0000047
NBD	64,3630	0,7257	-0,0024	0,0000033
H2O	92,0530	-0,0400	-0,0002	0,0000005

Data Kapasitas Panas Gas (Yaws, 1999)

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4, C_p = \text{J/mol.K}$					
Komponen	A	B	C	D	E
C3	28,2770	0,1160	0,000196	-0,00000023	0,000000000069

IBD	-1,3600	0,4050	-0,000252	0,00000006	0,000000000006
NBD	64,3740	0,0648	0,000351	-0,00000035	0,000000000101
H2O	33,9330	-0,0084	0,0000299	-0,000000018	0,0000000000037

Kalor Feed			
Komponen	kmol/jam	fCp dt	Qf (KJ/jam)
C3	0,5351	6.290,7354	3.366,4706
IBD	26,8396	8.482,1546	227.657,2177
NBD	0,0582	8.089,2519	471,1532
H2O	2,0444	3.685,4983	7.534,7965
Total	29,4774	26.547,6401	239.029,6381

Kalor Distilat			
Komponen	kmol/jam	fCp dt	Qd (KJ/jam)
C3	0,5351	5.428,1908	2.904,7714
IBD	26,7220	7.372,2984	197.002,7005
NBD	0,00000	7.032,0427	0,0235
H2O	0,0029	3.219,8536	9,4319
Total	27,2601	23.052,3855	199.916,9273

Kalor Bottom			
Komponen	kmol/jam	fCp dt	Qb (KJ/jam)
C3	0,0000	5.339,1222	0,1064
IBD	0,1175	7.256,7689	852,8981
NBD	0,0582	6.921,9677	403,1463
H2O	2,0415	3.171,1056	6.473,8601
Total	2,2173	22.688,9643	7.730,0109

Data Panas Laten (Yaws, 1999)

$H_{vap} = A (1-T/T_c)^n$, $H_{vap} = \text{KJ/mol}$			
Komponen	A	T_c	n
C3	28,8900	369,8200	0,3650
IBD	44,9900	507,0000	0,3470
NBD	47,9400	525,0000	0,3780
TOL	50,1390	591,7900	0,3830
H2O	52,0530	647,1300	0,3210

Panas penguapan

Komponen	kmol/jam	Hvap	Q _t (KJ/jam)
C3	0,5351	12,0243	6,4345
IBD	26,7220	30,8350	823,9724
NBD	0,0000	32,5612	0,0001
H ₂ O	0,0029	41,1346	0,1205
Total	27,2601	116,5550	830,5275

Menghitung Panas Sensibel

Komponen	kmol/jam	∫C _p dt	Q _s (KJ/jam)
C3	0,5351	4.798,3151	2.567,7079
IBD	26,7220	6.551,5311	175.070,1409
NBD	0,0000	6.249,9272	0,0209
H ₂ O	0,0029	2.872,3863	8,4141
Total	27,2601	20.472,1597	177.646,2838

Menghitung Beban Panas Kondensor

$$Q_{CD} = Q_{t \text{ laten}} + Q_{t \text{ sensibel}}$$

$$Q_{CD} = 178.476,8113 \text{ KJ/jam}$$

Menghitung Beban Panas Reboiler

$$Q_F + Q_R = Q_B + Q_{CD} + Q_D$$

$$Q_R = Q_B + Q_{CD} + Q_D - Q_F$$

$$Q_R = 147.094,1114 \text{ KJ/jam}$$

Tabel 4.6 Neraca Panas Total Kolom Pertama Tugas 2

Komponen	Panas Masuk (KJ/jam)	Panas Keluar (KJ/jam)	
		Distilat	Bottom
C3	3.366,4706	2.904,7714	0,1064
IBD	227.657,2177	197.002,7005	852,8981
NBD	471,1532	0,0235	403,1463
H ₂ O	7.534,7965	9,4319	6.473,8601
Subtotal	239.029,6381	199.916,9273	7.730,0109
Beban Reboiler	147.094,1114	-	
Beban Kondensor	-	178.476,8113	
Total	386.123,7494	386.123,7494	

B. Perhitungan Kolom Distilasi Kedua

Feed kolom kedua berasal dari hasil perhitungan neraca massa distilat pada kolom pertama.

1) Neraca Massa Menara Distilasi

$$\begin{aligned} \text{Feed} &= 1.951 \text{ ton/jam} \\ &= 1,951 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 4.7 Neraca Massa Feed, Distilat, dan Bottom Kolom Kedua Tugas 2

Komponen	TD	BM (kg/kmol)	FEED			
			kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol (yi,D)
C3	-42,00	44,10	23,5991	0,0176	0,53513	0,0201
IBD	64,10	72,11	1.926,9248	0,9604	26,7220	1,0020
NBD	74,80	72,11	0,0002	0,0001	0,0000033	0,0000
H2O	100,00	18,00	0,0527	0,0219	0,0029	0,0001
Total			1.951	1	27,3	1

Komponen	TD	BM (kg/kmol)	DISTILAT			
			kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol (yi,D)
C3	-42,00	44,10	0,0024	0,0001	0,0001	0,0000020066
IBD	64,10	72,11	1.923,0710	0,9980	26,6686	0,9999979383
NBD	74,80	72,11	0,00000034	0,0014	0,0000000047	0,0000000002
H2O	100,00	18,00	0,000026	0,0005	0,00000146	0,0000000549
Total			1.923	1	26,7	1

Komponen	TD	BM (kg/kmol)	BOTTOM			
			kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol (xi,B)
C3	-42,00	44,10	23,5967	0,85795	0,5351	0,9047
IBD	64,10	72,11	3,8538	0,14012	0,0534	0,0904
NBD	74,80	72,11	0,0002	0,00001	0,0000033	0,0000056
H2O	100,00	18,00	0,0527	0,00192	0,0029	0,0050
Total			28	1	0,6	1

2) Penentuan Kondisi Operasi

Tabel persamaan Antoine sama seperti tabel sebelumnya.

DISTILAT (Setelah Goal Seek)								
Senyawa	T Distilat (K)	P Distilat (mmHg)	ln Pi sat	Pi sat	yi,D	K	$\alpha_i = K/K_c$	xi,D
C3	336,89	750,00	9,7192	16.634,6709	0,0000	22,1796	93,8388	0,0000
IBD			6,6201	749,9989	1,0000	1,0000	4,2309	0,2364
NBD			6,2654	526,0423	0,0000	0,7014	2,9675	0,0000
H2O			5,1777	177,2685	0,0000	0,2364	1,0000	0,0000
Total								0,2364

$$\begin{aligned} T_{\text{dew}} & \quad \text{total } xi,D/K_c \\ = 63,7357 & \quad = 1,000 \end{aligned}$$

BOTTOM (Setelah Goal Seek)								
Senyawa	T Bottom (K)	P Bottom (mmHg)	ln Pi sat	Pi sat	xi,B	K	$\alpha_i = K/K_c$	yi,B
C3	350,00	19.283,03	9,9617	21.199,7958	0,9047	1,0994	67,8702	61,4010
IBD			7,0312	1.131,3828	0,0904	0,0587	3,6221	0,3273
NBD			6,6984	811,1334	0,0000	0,0421	2,5968	0,0000
H2O			5,7442	312,3581	0,0050	0,0162	1,0000	0,0050
Total								61,7332

$$\begin{aligned} T_{\text{bubble}} & \quad \text{total } xi,D/K_c \\ = 76,8500 & \quad = 1,000 \end{aligned}$$

FEED							
Senyawa	T Feed (K)	P Feed (mmHg)	ln Pi sat	Pi sat	zi,F	K	$\alpha_i = K/K_c$
C3	336,32	750,00	9,7084	16.454,8088	0,0201	21,9397	95,2190
IBD			6,6016	736,2504	1,0020	0,9817	4,2605

NBD			6,2459	515,8915	0,0000	0,6879	2,9853
H2O			5,1522	172,8101	0,0001	0,2304	1,0000

3) Penentuan Tahap Teoritis

Metode Fenske

Distilat

$$\begin{aligned} K_{LK} &= 1,0000 \\ D_{LK} &= 26,6686 \\ K_{HK} &= 0,2364 \\ D_{HK} &= 0,0000 \end{aligned}$$

Bottom

$$\begin{aligned} K_{LK} &= 0,0587 \\ B_{LK} &= 0,0534 \\ K_{HK} &= 0,0162 \\ B_{HK} &= 0,0029 \end{aligned}$$

$$\alpha_{iLK D} = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} = 4,2309$$

$$\alpha_{iLK B} = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} = 3,6221$$

$$\begin{aligned} N_m &= \frac{\log((D_{LK}/D_{HK}) * (B_{HK}/B_{LK}))}{\log \text{ akar } ((\alpha_{iLK D} * \alpha_{iLK B}))} \\ &= \frac{5,9989}{0,5927} \end{aligned}$$

$$N_m = 10 \quad \text{Tahap}$$

Tahap Teoritis Minimum

Metode Underwood I dan II

Menentukan V_f (Laju molar umpan dalam bentuk uap)

$$\begin{aligned} V_f &= (1-q) F & q &= 1 \\ V_f & & &= 0,0000 \end{aligned}$$

Konstanta underwood (Φ)

$$\text{Underwood I } (\Phi) = 67,09656 \quad \text{sesudah goal seek}$$

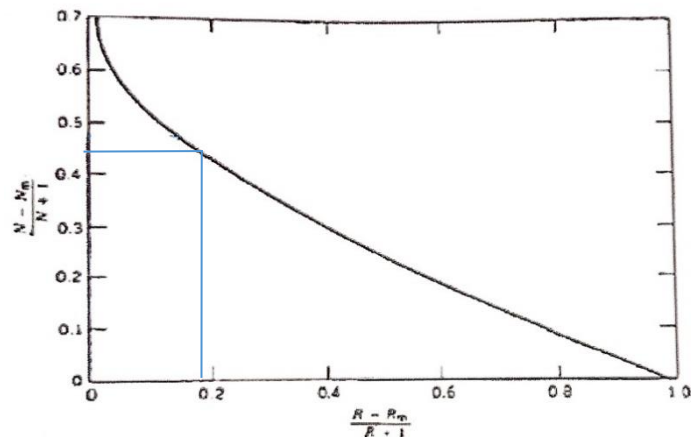
Senyawa	α_i, F	F_i (kmol/jam)	$\alpha_i f_i$	$\frac{\alpha_i f_i}{(\alpha_i - \Phi)}$	V_f
C3	95,2190	0,5351	50,9543	1,8119	0,0000
IBD	4,2605	26,7220	113,8481	- 1,8118	
NBD	2,9853	0,0000	0,0000	0,0000	
H2O	1,0000	0,0029	0,0029	0,0000	

Underwood 2 (Φ) = 67,0966 D = 26,6686

Senyawa	α_i, F	D_i (kmol/jam)	$\alpha_i d_i$	$\alpha_i d_i / (\alpha_i - \Phi)$	V_∞	R_m
C3	95,2190	0,0001	0,0051	0,0002	1,8080	0,9322
IBD	4,2605	26,6686	113,6204	-1,8082		
NBD	2,9853	0,0000	0,0000	0,0000		
H2O	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000		

Metode Gilliland

$$\begin{array}{rcl}
 R & = & 1.5 \cdot R_m \\
 R & = & 1,3983 \\
 \hline
 R - R_m & = & 0,4661 \\
 \hline
 R + 1 & = & 2,3983 \\
 & = & 0,1943
 \end{array}$$



Dari grafik Gilliland

$$\begin{array}{rcl}
 \frac{N - N_m}{N + 1} & = & 0,4400 \\
 \hline
 \frac{N - 10}{N + 1} & = & 0,4400 \\
 \hline
 N - 10 & = & 0,44N + 0,4400 \\
 0,44N & = & 10,5615 \\
 N & = & 10,5615 \\
 \hline
 N & = & 24 \quad \text{Tahap}
 \end{array}$$

Tahap Teoritis

4) Penyusunan Laju Alir Liquid dan Vapor Enriching

Dari Neraca Massa

$$\begin{aligned} F &= 27,2601 \text{ kmol/jam} \\ D &= 26,6686 \text{ kmol/jam} \\ B &= 0,5914 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Laju alir kolom atas

$$L = R * D = 37,2909 \text{ kmol/jam}$$

$$V = L + D = 63,9595 \text{ kmol/jam}$$

Laju alir kolom bawah

$$L' = L + (1 * F) = 64,5510 \text{ kmol/jam}$$

$$V' = L' - B = 63,9595 \text{ kmol/jam}$$

5) Perhitungan Efisiensi dan Tahap Aktual

Metode O'Connell

Tabel Konstanta VIS A dan VIS B Sinnott 2005

Senyawa	VIS A	VIS B
C3	222,6700	133,4100
IBD	1.199,1000	343,8500
NBD	984,5400	341,1200
H2O	658,2500	283,1600

T Feed	336,3225
T Distilat	336,8857
T Bottom	350,0000
T Rata2	341,0694

Viskositas masing2 komponen

Senyawa	μ (mNs/m ²)	μ ave (mNs/m ²)
C3	0,0963	0,6420
IBD	1,0677	
NBD	1,0010	
H2O	0,4030	

Penentuan Efisiensi Tahap

$$\begin{aligned} \alpha_i \text{ LK ave} &= 3,9265 \\ E_o &= 51 - 32.5 \log(\mu \text{ ave} * \alpha_i \text{ LK ave}) \\ &= 37,9502 \\ E_o &= 56,6127\% \end{aligned}$$

Jumlah Tahap Aktual	=	$\frac{\text{Jumlah Tahap Teoritis}}{\text{Efisiensi}}$	
	=	$\frac{24}{0,379502}$	
Tahap Aktual	=	63	Tahap

Pada Kolom digunakan Kondensor Parsial dan Reboiler

Tray Aktual dalam kolom	=	61	Tray
-------------------------	---	----	------

6) Neraca Energi

Kondisi Operasi

T Distilat :	T Dew	=	336,89	K
	T Didih	=	340,95	K
T Umpan :	T Umpan	=	336,32	K
T Bottom :	T Didih	=	350,00	K
T ref :	T ref	=	298,15	K

Note : Data kapasitas panas cairan, gas, dan panas laten sama dengan tabel di perhitungan kolom pertama.

Kalor Feed			
Komponen	kmol/jam	∫Cp dt	Qf (KJ/jam)
C3	0,5351	4.798,3151	2.567,7079
IBD	26,7220	6.551,5311	175.070,1409
NBD	0,0000	6.249,9272	0,0209
H2O	0,0029	2.872,3863	8,4141
Total	27,2601	20.472,1597	177.646,2838

Kalor Distilat			
Komponen	kmol/jam	∫Cp dt	Qd (KJ/jam)
C3	0,0001	5.428,1908	0,2905
IBD	26,6686	7.372,2984	196.608,6951
NBD	0,00000	7.032,0427	0,0000
H2O	0,0000	3.219,8536	0,0047
Total	26,6686	23.052,3855	196.608,9903

Kalor Bottom			
Komponen	kmol/jam	$\int Cp dt$	Qb (KJ/jam)
C3	0,5351	6.694,6444	3.582,1266
IBD	0,0534	8.996,3859	480,8032
NBD	0,0000	8.578,9294	0,0286
H2O	0,0029	3.899,6230	11,4174
Total	0,5914	28.169,5828	4.074,3759

Panas penguapan

Komponen	kmol/jam	Hvap	Qtl (KJ/jam)
C3	0,0001	11,9501	0,0006
IBD	26,6686	30,7996	821,3819
NBD	0,0000	32,5244	0,0000
H2O	0,0000	41,1107	0,0001
Total	26,6686	116,3848	821,3826

Menghitung Panas Sensibel

Komponen	kmol/jam	$\int Cp dt$	Qts (KJ/jam)
C3	0,0001	4.874,3526	0,2608
IBD	26,6686	6.651,0803	177.374,8355
NBD	0,0000	6.344,8004	0,0000
H2O	0,0000	2.914,6719	0,0043
Total	26,6686	20.784,9053	177.375,1006

Menghitung Beban Panas Kondensor

$$QCD = Q_{t \text{ laten}} + Q_{t \text{ sensibel}}$$

$$QCD = 178.196,4832 \text{ KJ/jam}$$

Menghitung Beban Panas Reboiler

$$QF + QR = QB + QCD + QD$$

$$QR = QB + QCD + QD - QF$$

$$QR = 201.233,5657 \text{ KJ/jam}$$

Tabel 4.8 Neraca Energi Total Kolom Kedua Tugas 2

Komponen	Panas Masuk (KJ/jam)	Panas Keluar (KJ/jam)	
		Distilat	Bottom

C3	2.567,7079	0,2905	3.582,1266
IBD	175.070,1409	196.608,6951	480,8032
NBD	0,0209	0,0000	0,0286
H2O	8,4141	0,0047	11,4174
Subtotal	177.646,2838	196.608,9903	4.074,3759
Beban Reboiler	201.233,5657	-	
Beban Kondensor	-	178.196,4832	
Total	378.879,8494	378.879,8494	

4.5.4 Kesimpulan

Dari hasil perhitungan yang telah dilakukan maka dapat disimpulkan hasil sebagai berikut :

1. Kolom Pertama

Kondisi operasi kolom :	T dew	= 63,1725°C
	P dew	= 1 bar
	T bubble	= 67,1508°C
	P bubble	= 0,3 bar
	T <i>feed</i>	= 74°C
	T <i>feed</i>	= 4 bar
Tahap teoritis minimum (Nm)		= 8 tahap
Tahap teoritis (N)		= 18 tahap
Tahap aktual		= 48 tahap
Tahap aktual dalam kolom		= 46 tahap
Beban kondensor (Q _C)		= 178.477 KJ/jam
Beban reboiler (Q _R)		= 147.094 KJ/jam

2. Kolom Kedua

Kondisi operasi kolom :	T dew	= 63,7357°C
	P dew	= 1 bar
	T bubble	= 76,85°C
	P bubble	= 25,70 bar
	T <i>feed</i>	= 63,1725°C
	T <i>feed</i>	= 1 bar
Tahap teoritis minimum (Nm)		= 10 tahap
Tahap teoritis (N)		= 24 tahap
Tahap aktual		= 63 tahap
Tahap aktual dalam kolom		= 61 tahap
Beban kondensor (Q _C)		= 178.196 KJ/jam
Beban reboiler (Q _R)		= 201.234 KJ/jam

4.6 Kegiatan Kerja Praktik

Kerja praktik merupakan suatu kegiatan studi lapangan dalam bidang produksi bahan-bahan kimia, yang mencakup aktifitas antara lain:

1. Pengenalan proses produksi secara umum
2. Observasi dalam laboratorium dan produksi, mempelajari metoda analisis, pengumpulan data, serta tinjauan pustaka dilakukan secara berurutan dan berkesinambungan.
3. Pengerjaan tugas khusus yang diberikan.
4. Penulisan laporan.

4.7 Jadwal Kerja Praktik

Tabel 4.9 Jadwal Kerja Praktik

KEGIATAN	JADWAL KERJA PRAKTIK		
	BULAN KE-		
	1	2	3
1. Pengenalan perusahaan baik aspek teknis maupun non teknis			
2. Observasi			
3. Pengumpulan data			
4. Analisis data			
5. Pengerjaan tugas khusus dari perusahaan			
6. Penyusunan laporan			

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan kerja praktik yang telah dilakukan di PT Petro Oxo Nusantara berupa orientasi-orientasi di berbagai unit dengan ditunjang oleh data-data dari literatur dan petunjuk serta penjelasan dari operator dan pembimbing lapangan dapat disimpulkan bahwa :

1. PT Petro Oxo Nusantara merupakan satu-satunya produsen 2-Ethyl Hexanol (2-EH) di Indonesia dengan kapasitas produksi sebesar 135.000 MT/tahun.
2. Unit *syn gas* pada PT PON digunakan untuk memproduksi gas sintesis berupa hidrogen (H_2) dan karbon monoksida (CO) dengan rasio 1,01 yang disebut sebagai gas oxo. Bahan baku yang digunakan dalam unit *syn gas* adalah natural gas yang dipasok dari PGN dan IAE.
3. Unit *octanol* pada PT PON digunakan untuk memproduksi 2-Ethyl Hexanol, Iso Butanol, dan produk samping Normal Butanol. Bahan baku yang digunakan dalam unit *octanol* berupa gas oxo dari unit *syn gas* dan propilen yang dipasok dari Pertamina.
4. Produk utama lainnya adalah Iso Butanol (IBA) dengan kapasitas produksi sebesar 15.000 MT/tahun. PT PON juga menghasilkan Normal Butanol (NBA) dan CO_2 Liquid sebagai produk samping dengan kapasitas produksi berturut-turut sebesar 1.000 MT/tahun dan 36.000 MT/tahun.

5.2 Saran

Saran yang dapat diberikan kepada PT Petro Oxo Nusantara yaitu untuk melakukan penambahan kapasitas produksi. Hal tersebut karena perusahaan ini merupakan satu-satunya perusahaan oxo *octanol* di Indonesia dengan peminat yang semakin bertambah.

DAFTAR PUSTAKA

elsevier. 2023. *Physical Property Data Bank*.

<https://booksite.elsevier.com/9780080966595/content/Appendices/Appendix%20C.pdf>

kupdf. 2023. *Konstanta Antoine*. https://kupdf.net/download/konstanta-antoine_5e5900cae2b6f5561c358c24_pdf

LAMPIRAN

- Foto Kegiatan Pelaksanaan Kerja Praktik



- Surat Keterangan Diterima Kerja Praktik

PON PT PETRO OXO NUSANTARA
Office & : Jalan Gubernur Suryo 134, Tlogopojok Gresik
Factory : Jales Timur 81118 - Indonesia
Phone : (62-31) 387 3980 Fax : (62-31) 387 3558
Website : http://www.pon.co.id E-mail : Admin@pon.co.id

Gresik, 24 Mei 2023

Nomor : 072/PON-05/V/2023 Hal 1 dari 1
Perihal : Kerja Praktek Mahasiswa

Kepada
Yth. **Ibu Elsi Mersilia Hanesti, S.EI., M.SEI**
Koordinator Kerja Praktik UISI
Kompleks PT. Semen Indonesia
Jl. Veteran, Malang

Dengan hormat

Merujuk surat No. 0060/KI.05/03-01.01.01.01/05.23 mengenai Permohonan Kerja Praktek Mahasiswa Program Studi Teknik Kimia Universitas Internasional Semen Indonesia, maka kami memberikan kesempatan kepada :

1. Zahroiny Maulidyah NIM. 2032010040
2. Mochamad Alvin Illiyin NIM. 2032010018

Untuk melaksanakan kerja praktek di Dept. Production, PT. Petro Oxo Nusantara pada tanggal 1 Agustus 2023 s.d 31 Oktober 2023.

Adapun ketentuan dalam pelaksanaan Kerja Praktek Mahasiswa diatur sebagai berikut:

1. Peserta telah mendapatkan vaksin COVID-19 minimal yang ke-2
2. Waktu pelaksanaan Kerja Praktek maksimal 3 (tiga) bulan
3. Mahasiswa membawa sendiri APD (Safety shoes & helmet, baju lapangan/wearpack berujung panjang) yang akan digunakan selama pelaksanaan Kerja Praktek.

Demikian pemberitahuan ini, atas perhatian dalam hal ini kami mengucapkan terimakasih.


Wahib Amrozi
HIRGA Manager
HIR/WAM

Tembusan :
- HIRGA Division, PT. PON
- Production Manager, PT. PON

Lampiran :

- Sertifikat dari Tempat Kerja Praktik

