



SKRIPSI – TK141581

**PERANCANGAN PROSES PEMISAHAN FRAKSI
RINGAN PADA MINYAK PELUMAS BEKAS DENGAN
DISTILASI ATMOSFERIK DILANJUTKAN DISTILASI
VAKUM**

Oleh:

**Farida Norma Yulia
NRP 0221144000011**

**Feby Listyo Ramadhani
NRP 0221144000089**

**Dosen Pembimbing 1
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 19530719 197803 1 001**

**Dosen Pembimbing 2
Juwari S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 19730615 199903 1 003**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018**



FINAL PROJECT – TK141581

**LIGHT FRACTION SEPARATION PROCESS DESIGN OF
USED LUBE OIL USING ATMOSPHERIC DISTILLATION
CONTINUED TO VACUUM DISTILLATION**

Written by:

**Farida Norma Yulia
NRP 0221144000011**

**Feby Listyo Ramadhani
NRP 0221144000089**

**Advisor 1
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 19530719 197803 1 001**

**Advisor 2
Juwari S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 19730615 199903 1 003**

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018**

LEMBAR PENGESAHAN

Skripsi dengan judul:

" PERANCANGAN PROSES PEMISAHAN FRAKSI RINGAN PADA MINYAK PELUMAS BEKAS DENGAN DISTILASI ATMOSFERIK DILANJUTKAN DISTILASI VAKUM"

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

Oleh :

Farida Norma Yulia

02211440000011

Feby Listyo Ramadhani

02211440000089

Disetujui oleh Tim Penguji Skripsi:

1. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
(Pembimbing I)

2. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
(Pembimbing II)

3. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.
(Penguji I)

4. Dr. Eng. R. Darmawan, S.T., M.T.
(Penguji II)

5. Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T.
(Penguji III)



LEMBAR PERSETUJUAN

Laporan skripsi dengan judul:

" PERANCANGAN PROSES PEMISAHAN FRAKSI RINGAN PADA MINYAK PELUMAS BEKAS DENGAN DISTILASI ATMOSFERIK DILANJUTKAN DISTILASI VAKUM"

Telah diperiksa dan disetujui oleh:

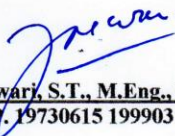
Surabaya, 10 Juli 2018

Dosen Pembimbing 1

Dosen Pembimbing 2



Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 19530719 197803 1 001

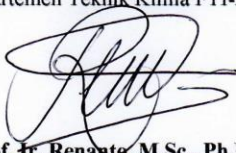


Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D
NIP. 19730615 199903 1 003

Mengetahui,

Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses

Departemen Teknik Kimia FTI-ITS



Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 19530719 197803 1 001

Penyusun:



Farida Norma Yulia
NRP/022114000011



Febv Listyo Ramadhani
NRP. 0221144000089

PERANCANGAN PROSES PEMISAHAN FRAKSI RINGAN PADA MINYAK PELUMAS BEKAS DENGAN DISTILASI ATMOSFERIK DILANJUTKAN DISTILASI VAKUM

Nama Mahasiswa : Farida Norma Yulia
0221144000011
Feby Listyo Ramadhani
0221144000089

Departemen : Teknik Kimia FTI-ITS

Dosen Pembimbing : 1. Prof. Ir. Renanto, M.Sc, Ph.D.
2. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.

ABSTRAK

Pemurnian kembali minyak adalah salah satu teknologi daur ulang untuk memperlambat pengurangan cadangan minyak yang tersisa. Minyak pelumas bekas harus dimurnikan kembali terutama karena kontaminan fisik dan kimia selama penggunaannya. Penghilangan ini dapat dilakukan dengan beberapa metode, antara lain distilasi atmosferik dilanjutkan distilasi vakum untuk memisahkan fraksi ringan pada minyak pelumas bekas. Tujuan dari penelitian ini adalah untuk memodelkan dan mensimulasikan pemurnian kembali minyak pelumas bekas, dan juga mendapatkan kondisi terbaik dengan Aspen Batch Modeler. Pemodelan yang digunakan adalah distilasi batch sederhana untuk distilasi atmosferik dan *packed-column* untuk distilasi batch vakum yang diterapkan untuk laboratorium dengan *specified heat duty* pemanas sebesar 500 W dan umpan pelumas bekas sebesar 2/3 volume pot. Simulasi dimulai dengan menentukan *thermodynamic model package* yang dipilih yaitu Peng-Robinson. Dengan pertimbangan skenario diikuti prediksi, perancangan kolom distilasi batch menghubungkan faktor pengaruh distilasi yang melibatkan tekanan, suhu dan internal kolom. Peningkatan penghilangan fraksi ringan dan perbaikan

kualitas produk base oil diidentifikasi sebagai kondisi operasi terbaik. Pada distilasi batch atmosferik, suhu pot 220 °C menghasilkan %*removal* light ends, air dan gasoline sebesar 22,17%. Kemudian produk distilasi atmosferik dilanjutkan pada distilasi batch vakum dengan kondisi operasi terbaik yaitu suhu pot 220 °C dan tekanan vakum 100 mmHg menghasilkan %*removal* semua fraksi ringan termasuk gas oil 29,94%, fraksi ringan dan gas oil tersisa pada produk sebesar 0,0233 kg (fraksi massa 0,0497) dan base oil pada produk sebesar 1,1074 kg (fraksi massa 0,9534).

Kata kunci : Distilasi batch, minyak pelumas bekas, pemurnian kembali, simulasi.

LIGHT FRACTION SEPARATION PROCESS DESIGN OF USED LUBRICATING OIL USING ATMOSPHERIC DISTILLATION CONTINUED TO VACUUM DISTILLATION

Students' Name : Farida Norma Yulia
0221144000011
Feby Listyo Ramadhani
0221144000089

Department : Chemical Engineering FTI-ITS

Advisors : 1. Prof. Ir. Renanto, M.Sc, Ph.D.
2. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.

ABSTRACT

Used lube oil re-refining is among widely recycling technology to slow down the reduction of all remaining oil reserves. Used lube oil must be re-refined mainly due to the accumulation of physical and chemical contaminants in the oil during service. These removals can be done by some methods, such as atmospheric distillation which is followed by vacuum distillation to separate light fractions from used lube oil. The objectives of this study were to model and simulate used lube oil re-refining, and also find out the best operating condition by Aspen Batch Modeler simulator. The models were simple batch distillation for atmospheric condition and packed-column for vacuum batch distillation that applied to laboratory scale experiments carried out with specified heat duty of heater 500 W and used lube oil feedstock was 2/3 of pot volume. This simulation began with suitable thermodynamic model package chosen, Peng-Robinson. Then with consideration of a scenario followed by prediction, inquiry activities are designed to explore key relationships in batch distillation involving pressure, temperature and column internals. The increased of removal light fractions and improved quality of base oil products were identified as the best

operating condition. For atmospheric batch distillation with pot temperature of 220 °C produced %removal of light ends, water and gasoline 22,17 %. Then product of atmospheric distillation was continued to vacuum batch distillation with best operating condition was pot temperature of 220 °C and 100 mmHg vacuum pressure produced %removal total light fractions including gas oil 29,94%, remaining light fractions and gas oil in the product was 0,0233 kg (mass fraction 0,0497) and base oil in product was 1,1074 kg (mass fraction 0,9534).

Keyword: *Batch distillation, re-refining, simulation, used lube oil*

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur penyusun panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan berkat, rahmat serta hidayah-Nya kepada penyusun sehingga penyusun mampu menyelesaikan laporan skripsi yang berjudul **“Perancangan Proses Pemisahan Fraksi Ringan pada Minyak Pelumas Bekas dengan Distilasi Atmosferik Dilanjutkan Distilasi Vakum”** serta mampu menyelesaikan laporan skripsi ini sesuai dengan waktu yang telah ditentukan. Dalam penyusunan bagian dari tugas akhir ini, penyusun banyak mendapatkan bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung dari beberapa pihak. Oleh karena itu, penyusun ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT. yang telah memberikan ridho dan rahmat-Nya sehingga memberikan kelancaran kepada penyusun dalam menyelesaikan laporan skripsi ini.
2. Orang tua serta saudara – saudara kami, untuk doa, bimbingan, perhatian, dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
3. Bapak Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D, selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses Departemen Teknik Kimia sekaligus Dosen Pembimbing I kami, atas bimbingan dan saran yang diberikan.
4. Bapak Juwari Purwo Sutikno, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya dan Dosen Pembimbing II atas bimbingan dan saran yang diberikan.
5. Bapak dan Ibu Dosen Departemen Teknik Kimia FTI – ITS yang telah memberikan ilmunya kepada penyusun serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
6. Semua teman-teman seperjuangan anggota Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses Departemen Teknik Kimia serta kakak-kakak tercinta yang membantu memberikan dukungan dan keceriaan.

7. Teman-teman K-54 yang telah menemani selama suka duka pembuatan laporan skripsi ini.
8. Serta kedua orang tua kami dan keluarga kami yang memberikan dukungan terbesar agar kami dapat menyelesaikan laporan skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa laporan skripsi ini masih berada jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang bersifat konstruktif dari semua pihak bagi kesempurnaan laporan skripsi ini.

Penyusun berharap laporan skripsi ini dapat bermanfaat bagi pembaca pada umumnya dan bagi penyusun pada khususnya. Terima kasih.

Surabaya, 23 Juli 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
LEMBAR PERSETUJUAN	iii
ABSTRAK	iv
ABSTRACT	vi
KATA PENGANTAR	viii
DAFTAR ISI	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR TABEL	xvi
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Rumusan Masalah	I-3
I.3 Batasan Masalah	I-3
I.4 Tujuan Penelitian	I-3
I.5 Manfaat Penelitian	I-4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
II.1 Minyak Pelumas	II-1
II.2 Pemurnian Minyak Pelumas Bekas	II-1
II.2.1 Dehidrasi	II-2
II.2.2 Distilasi Vakum	II-3
II.3 Desain Distilasi Batch	II-4
II.4 Desain <i>Packed Column</i> Skala Laboratorium	II-7
II.5 Karakteristik dan Metode Analisa Minyak Pelumas Dasar	II-10
II.6 Pemilihan Aplikasi Termodinamika untuk Pemodelan Proses	II-11

II.7	AspenOne Engineering Suite (<i>Engineering Software</i>)	II-12
II.8	Penelitian Terkait	II-13
BAB III METODOLOGI PENELITIAN		
III.1	Pengambilan Data Properti <i>Feed</i> Minyak Pelumas Bekas dan Data Desain Alat Skala Laboratorium	III-2
III.2	Rangkaian Alat Distilasi Batch	III-3
	III.2.1 Distilasi Batch Atmosferik	III-3
	III.2.2 Distilasi Batch Vakum.....	III-3
III.3	Simulasi.....	III-4
	III.3.1 Pembuatan <i>Assay Feed</i> Minyak Pelumas Bekas	III-5
	III.3.2 Pemilihan Model Termodinamika (<i>Property Package</i>)	III-7
	III.3.3 Pembuatan Simulasi Distilasi Batch Atmosferik dan Distilasi Batch Vakum	III-8
III.4	Variabel pada Distilasi Batch Atmosferik	III-9
III.5	Variabel pada Distilasi Batch Vakum.....	III-9
III.6	Analisa Data.....	III-10
BAB IV HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN		
IV.1	Spesifikasi <i>Feed</i>	IV-1
IV.2	Spesifikasi Alat pada Simulasi	IV-2
	IV.2.1 Simulasi Kolom Distilasi Batch Atmosferik	IV-2
	IV.2.2 Simulasi Kolom Distilasi Batch Vakum.....	IV-3
IV.3	Analisa Data Simulasi Kolom Distilasi Batch Atmosferik	IV-5

IV.4	Analisa Data Simulasi Kolom	
	Distilasi Batch Vakum.....	IV-11
BAB V	KESIMPULAN DAN SARAN	
V.1	Kesimpulan	V-1
V.2	Saran	V-1
DAFTAR PUSTAKA	xviii
APPENDIKS		
BIOGRAFI PENULIS		

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Skema Kolom Distilasi Batch Sederhana	II-6
Gambar II.2	Skema Kolom Distilasi Batch dengan <i>Plate</i>	II-7
Gambar III.1	Diagram Alir Penelitian.....	III-1
Gambar III.2	Diagram Pembuatan Simulasi Aspen Batch Modeler	III-4
Gambar III.3	Skema Pemodelan Kolom Distilasi Batch	III-8
Gambar IV.1	Pembuatan <i>Assay</i> pada Aspen Properties	IV-1
Gambar IV.2	DSTWU pada Aspen Plus.....	IV-4
Gambar IV.3	Persen <i>Removal</i> terhadap <i>Initial Charge</i> pada Variabel Suhu Pot Kolom Distilasi Batch Atmosferik.....	IV-6
Gambar IV.4	Hubungan Kenaikan Suhu Pot dengan Massa Terdistilasi.....	IV-6
Gambar IV.5	Hubungan Massa Distilasi terhadap <i>Operating Time</i> pada Distilasi Batch Atmosferik	IV-7
Gambar IV.6	Hubungan <i>Vapor Boilup Rate</i> dengan <i>Operating Time</i> pada Distilasi Batch Atmosferik	IV-8
Gambar IV.7	Hubungan Fraksi Massa Komponen pada Distilat dengan Kenaikan Suhu Pot pada Distilasi Batch Atmosferik.....	IV-9
Gambar IV.8	Massa Komponen pada Distilat di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Batch Atmosferik.....	IV-9
Gambar IV.9	Massa Komponen pada Produk di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Batch Atmosferik.....	IV-10
Gambar IV.10	Persen <i>Removal</i> terhadap <i>Initial Charge</i> pada Variabel Suhu Pot Tekanan 100 mmHg Kolom Distilasi Batch Vakum.....	IV-12

- Gambar IV.11** Persen *Removal* terhadap *Initial Charge* pada Variabel Suhu Pot Tekanan 200 mmHg Kolom Distilasi Batch Vakum..... IV-13
- Gambar IV.12** Hubungan Massa Distilat terhadap *Operating Time* pada Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg..... IV-14
- Gambar IV.13** Hubungan Massa Distilat terhadap *Operating Time* pada Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg..... IV-15
- Gambar IV.14** Hubungan *Vapor Boilup Rate* dengan *Operating Time* pada Distilasi Batch Vakum dengan tekanan 100 mmHg..... IV-15
- Gambar IV.15** Hubungan *Vapor Boilup Rate* dengan *Operating Time* pada Distilasi Batch Vakum dengan tekanan 200 mmHg..... IV-16
- Gambar IV.16** Hubungan Fraksi Massa Komponen pada Distilat dengan Kenaikan Suhu Pot pada Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg IV-17
- Gambar IV.17** Hubungan Fraksi Massa Komponen pada Distilat dengan Kenaikan Suhu Pot pada Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg IV-18
- Gambar IV.18** Massa Komponen pada Distilat di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg IV-19
- Gambar IV.19** Massa Komponen pada Distilat di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg IV-20
- Gambar IV.20** Massa Komponen pada Produk di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Vakum dengan Tekanan 100 mmHg..... IV-22

Gambar IV.21 Massa Komponen pada Produk di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Vakum dengan Tekanan 200 mmHg..... IV-23

DAFTAR TABEL

Tabel II.1 Beberapa Kondisi Operasi Dehidrasi oleh Peneliti yang Berbeda	II-3
Tabel II.2 <i>Test Data</i> untuk <i>Packed Column Raschig Rings</i> ...	II-8
Tabel II.3 Model Termodinamika	II-12
Tabel III.1 Desain Alat Distilasi Batch Atmosferik	III-3
Tabel III.2 Desain Alat Distilasi Batch Vakum.....	III-3
Tabel III.3 Hasil Analisa Minyak Pelumas Bekas Intertek Tahun 2015.....	III-5
Tabel III.4 Komposisi <i>Feed</i> Minyak Pelumas Bekas dalam Fraksi Massa	III-7
Tabel IV.1 Hasil Input Assay Intertek Minyak Pelumas Bekas	IV-2
Tabel IV.2 Hasil DSTWU Kolom Distilasi Vakum.....	IV-4
Tabel IV.3 % <i>Removal</i> terhadap <i>Initial Charge</i> pada Berbagai Macam Variabel Suhu Pot Distilasi Batch Atmosferik.....	IV-5
Tabel IV.4 Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Distilat Distilasi Batch Atmosferik	IV-10
Tabel IV.5 Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Produk Distilasi Batch Atmosferik	IV-11
Tabel IV.6 % <i>Removal</i> terhadap <i>Initial Charge</i> pada Tekanan 100 mmHg dan Berbagai Variabel Suhu Pot Distilasi Batch Vakum.....	IV-12
Tabel IV.7 % <i>Removal</i> terhadap <i>Initial Charge</i> pada Tekanan 200 mmHg dan Berbagai Variabel Suhu Pot Distilasi Batch Vakum	IV-13
Tabel IV.8 Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Distilat Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg	IV-19

Tabel IV.9	Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Distilat Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg	IV-20
Tabel IV.10	Massa dalam dan Fraksi Massa kg pada Holdup Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg.....	IV-21
Tabel IV.11	Massa dalam dan Fraksi Massa kg pada Holdup Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg.....	IV-21
Tabel IV.12	Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Produk Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg.....	IV-22
Tabel IV.13	Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Produk Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg.....	IV-23

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Minyak pelumas telah digunakan terutama untuk mengurangi gesekan antara bagian yang bergerak pada berbagai mesin maupun peralatan, meminimalkan keausan material, dan meningkatkan efisiensi peralatan atau mesin serta untuk penghematan bahan bakar dan energi. Minyak pelumas kini memiliki peran sangat penting untuk setiap masyarakat modern, penggunaannya berkembang untuk menghilangkan panas, menjaga peralatan tetap bersih dan mencegah korosi. Biasanya minyak pelumas terbuat dari 90% bahan dasar pelumas dari *crude oil* dan kurang dari 10% penambahan zat aditif.

Selama penggunaannya, minyak pelumas mengalami perubahan yang disebut degradasi dan kontaminasi, yang membuatnya menjadi tidak efektif dalam pengaplikasian. Degradasi melibatkan perubahan viskositas yang diinginkan dari sifat minyak sebagai akibat dari perubahan struktur molekul minyak pelumas yang disebabkan oleh *cracking*, isomerisasi dan polimerisasi karena suhu tinggi ketika mesin sedang berjalan. Efek keseluruhan dari degradasi ini adalah pembentukan senyawa dengan berat molekul rendah dan produk hasil oksidasi (Mohammed, 2013).

Sejauh ini sumber terbesar untuk minyak pelumas bekas di negara berkembang adalah minyak pelumas dari kendaraan bermotor, mesin pembakaran, *gearbox*, mesin hidraulik serta peralatan dari kegiatan industri. Peningkatan kendaraan di lalu lintas menunjukkan jumlah minyak pelumas bekas yang dihasilkan. Penumpukan minyak pelumas menimbulkan permasalahan pada lingkungan antara lain tanah menjadi tandus dan sifat ketidak larutan minyak pada air yang menyebabkan pencemaran air. Berdasarkan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 101 Tahun 2014, minyak pelumas bekas

termasuk limbah bahan berbahaya dan beracun yang selanjutnya disebut limbah B3, sisa suatu usaha dan/atau kegiatan yang mengandung B3.

Salah satu solusi permasalahan ini adalah dengan mendaur ulang minyak pelumas bekas menjadi minyak pelumas dasar. Selain mengurangi kerusakan lingkungan, solusi ini juga dapat menambah nilai ekonomi dari minyak pelumas bekas jika dikelola dengan benar. *Crude oil* rata-rata mengandung 3–8% pelumas dasar (base oil), sedangkan *lube crudes* biasanya memiliki 12–16% base oil. Dibandingkan dengan kandungan base oil sebesar 65–75% yang dapat didaur ulang dari minyak pelumas bekas, yang jika dibakar atau dibuang berarti hilangnya sumber daya yang berharga (Mohammed, 2013). Teknologi pengolahan minyak pelumas bekas menjadi pelumas dasar dimulai dengan menghilangkan fraksi ringan dengan distilasi atmosferik dan/atau distilasi vakum dilanjutkan dengan pemisahan fraksi berat seperti aspal, kemudian direaksikan dengan bantuan gas hidrogen pada proses *hydrotreating* untuk menjadi minyak pelumas dasar yang kemudian ditambahkan dengan zat aditif.

Pada penelitian ini bertujuan untuk melakukan perancangan dan mendapatkan kondisi terbaik pada distilasi atmosferik dan distilasi vakum skala laboratorium berupa batch sebelum dibuat menjadi skala *pilot plant*. Langkah utama yang dilakukan adalah pemisahan light ends, air, dan gasoline dengan distilasi atmosferik dan produk dari distilasi atmosferik digunakan pada distilasi vakum untuk pemisahan gas oil dan sisa fraksi ringan yang masih ada. Diperlukan kondisi yang sesuai dengan mempertimbangkan faktor pengoperasian kolom distilasi batch skala laboratorium ini untuk mendapatkan produk yang diharapkan. Pendekatan permasalahan distilasi batch dilakukan dengan simulasi menggunakan Aspen *software* berupa Aspen Batch Modeler yang dapat digunakan untuk mengetahui kondisi operasi terbaik sebelum dilakukan eksperimen.

I.2 Rumusan Masalah

Dari uraian latar belakang di atas, perumusan masalah pada penelitian ini adalah sebagai berikut,

1. Mengetahui kondisi operasi terbaik pada distilasi batch atmosferik yang berfungsi untuk menghilangkan kandungan light ends, air dan gasoline pada minyak pelumas bekas.
2. Mengetahui kondisi operasi terbaik pada distilasi batch vakum yang berfungsi untuk menghilangkan kandungan fraksi ringan tersisa pada produk distilasi batch atmosferik dan gas oil dari minyak pelumas bekas.

I.3 Batasan Masalah

Batasan masalah pada penelitian ini adalah sebagai berikut,

1. Proses pengolahan minyak pelumas bekas menjadi pelumas dasar (base oil) dengan simulasi.
2. Sistem yang ditinjau adalah distilasi batch atmosferik dilanjutkan distilasi batch vakum pengolahan minyak pelumas bekas skala laboratorium.
3. *Software* yang digunakan untuk simulasi batch adalah Aspen Batch Modeler.
4. Parameter kinerja distilasi yang ditinjau adalah komposisi *feed*, kondisi operasi distilasi, dan komposisi produk yang dihasilkan.

I.4 Tujuan Penelitian

Tujuan penelitian ini adalah sebagai berikut,

1. Membuat simulasi proses distilasi batch atmosferik dilanjutkan distilasi batch vakum pengolahan minyak pelumas bekas skala laboratorium dengan Aspen Batch Modeler.
2. Mendapatkan kondisi operasi terbaik pada distilasi batch atmosferik untuk menghilangkan (%*removal*) light ends, air, dan gasoline pada minyak pelumas bekas.

3. Mendapatkan kondisi operasi terbaik pada distilasi batch vakum untuk menghilangkan (*%removal*) fraksi ringan tersisa pada produk distilasi batch atmosferik dan gas oil pada minyak pelumas bekas.

I.5 Manfaat Penelitian

Manfaat yang didapat pada penelitian ini adalah sebagai berikut,

1. Memahami proses dan faktor operasi yang mempengaruhi produk distilasi batch atmosferik dan distilasi batch vakum dengan simulasi Aspen Batch Modeler.
2. Mengetahui kondisi operasi terbaik pada distilasi batch atmosferik dilanjutkan distilasi batch vakum skala laboratorium pengolahan minyak pelumas bekas sebelum dilakukan eksperimen.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Minyak Pelumas Bekas

Minyak pelumas bekas menjadi tidak layak untuk digunakan lebih lanjut karena dua alasan utama yaitu akumulasi kontaminan dalam minyak dan perubahan kimia yang terjadi pada minyak. Komposisi hidrokarbon pada pelumas bekas memiliki kandungan utama senyawa jenuh seperti rantai linier dan bercabang, parafin, yang memiliki setidaknya dua kali lebih banyak naften. Aromatik umumnya terdiri dari sekitar 10 hingga 15 persen berat dari bahan dasar hidrokarbon. Berdasarkan analisa Cotton et al. (1977), ditemukan komposisi dari minyak pelumas bekas terdiri dari empat kelompok utama yaitu, rata-rata hidrokarbon jenuh sebesar 76,7%, monoaromatik sebesar 13,2%, diaromatik sebesar 3,7% dan poliaromatik-polar sebesar 6,5% (Awaja, 2006).

II.2 Pemurnian Minyak Pelumas Bekas

Terdapat beberapa proses fisik dan kimia untuk pengolahan minyak pelumas bekas. Salah satu proses alternatif *re-refining* minyak pelumas bekas menggunakan dehidrasi, penyulingan dan hidrogenasi yang dikembangkan oleh Norco USA pada tahun 1969. Minyak diumpankan pada *furnace* dan terjadi *flash* untuk memisahkan fraksi air dan gasoline. Kemudian dipanaskan hingga suhu 360-370 °C dan dilewatkan ke kolom vakum untuk memisahkan produk *light* dan *heavy oil* (Awaja, 2006).

Pengolahan minyak pelumas bekas mengalami perkembangan teknologi dengan munculnya teknologi berlisensi seperti *The Mohawk-CEP Evergreen Process*, *The Exxon/Imperial Process*, *The Kinetics Technology International (KTI) Process*, dan *The Phillips Petroleum (PROP) Process*. Pada umumnya pemurnian minyak pelumas bekas terdiri dari proses dehidrasi dan distilasi untuk menghilangkan kandungan air dan fraksi ringan,

distilasi atau pengolahan kimiawi untuk menghilangkan *impurities*, hidrogenasi atau *chemical-clay treating* dan distilasi untuk mempersiapkan *base stocks* (Sequiera, 1994). Perbedaan utama antara teknologi pemurnian minyak pelumas bekas adalah pada *pre-treatment* dan *finishing*.

II.2.1 Dehidrasi

Komponen air, *light ends*, gasoline atau bensin dalam minyak pelumas bekas harus didistilasi karena keberadaannya dapat mengubah sifat minyak pelumas. Proses ini dapat dilalui dengan beberapa metode untuk skala eksperimen antara lain, dehidrasi sederhana, distilasi atmosferik dan distilasi vakum. Pada dehidrasi sederhana, minyak pelumas dasar dipanaskan hingga suhu 130 °C di dalam *beaker glass* untuk mendidihkan air yang teremulsi dan beberapa fraksi ringan serta gasoline. Titik dimana minyak mengandung jumlah maksimum air yang terlarut disebut dengan titik jenuh. Titik jenuh ini bergantung pada suhu yang dimiliki oleh minyak, umur dan komposisi aditif. Semakin tinggi suhunya, maka semakin tinggi titik jenuhnya dan sama halnya dengan minyak yang memiliki umur lebih tua (Yash P, 2015).

Sedangkan untuk distilasi atmosferik, minyak pelumas bekas memasuki bejana dehidrasi untuk menghilangkan 2-4% kandungan air yang biasanya terdapat pada minyak pelumas bekas. Evaporator beroperasi pada tekanan atmosferik atau sedikit vakum pada suhu antara 120 - 180 °C dalam hal apapun kurang dari 240 °C dan sebaiknya kurang dari 200 °C, distilasi dari air dan beberapa fraksi ringan seperti *light ends* (C1-C4, *boiling point* <40 °C) dan gasoline (C5-C12, *boiling point range* 40 °C – 218 °C) menghasilkan 1%-2% dari umpan (Speight, 2014).

Distilasi vakum dilakukan untuk memudahkan operasi pada kondisi vakum yang relatif tinggi, diperlukan untuk mendidihkan semua air dan fraksi ringan gasoline. Biasanya suhu yang digunakan sekitar dibawah 325°F. Distilasi dihentikan ketika tidak ada distilat yang dihasilkan (Awaja, 2006).

Tabel II.1 Beberapa Kondisi Operasi Dehidrasi oleh Peneliti yang Berbeda

Suhu (°C)	Tekanan (mmHg)	Referensi
173	2	Bishop dan Arlidge, 1978
148	760	Gruber, 1992
148	10	Whisman et al., 1991
250	760	Scott dan Hargreaves, 1991
218	760	Berry, 1981

II.2.2 Distilasi Vakum

Sebagian besar proses *re-refining* saat ini menggunakan distilasi vakum. Penggunaan distilasi vakum untuk penyulingan ulang sebelumnya dibatasi oleh masalah *coking* dan *tar fouling* pada peralatan distilasi. Keuntungan utama distilasi vakum adalah tidak adanya limbah berbahaya yang dihasilkan dan beberapa produk dapat diambil dari kolom, memungkinkan selektivitas produk yang lebih baik (meningkatkan efektivitas biaya dengan menyesuaikan proses untuk memenuhi permintaan pasar) (Kubarewicz, 1983).

Metode penyulingan ini melibatkan pengurangan tekanan di atas campuran cairan yang akan didistilasi kurang dari tekanan uap (biasanya kurang dari tekanan atmosferik). Penurunan suhu operasi yang digunakan pada penggunaan kondisi vakum untuk mengurangi permasalahan *thermal breakdown*. Hal ini menyebabkan penguapan yang paling banyak pada cairan yang mudah menguap-dengan titik didih paling rendah. Metode ini bekerja pada prinsip bahwa cairan mendidih terjadi ketika tekanan uap cairan melebihi tekanan ambien.

Minyak yang sudah didehidrasi kemudian dipanaskan (suhu 149-316°C) dan dipompa menuju distilasi vakum (tekanan 100-200 mmHg) untuk fraksinasi dengan cara yang sama seperti pengolahan menggunakan minyak bumi. Metode yang digunakan berdasarkan ASTM D-1160 dan ASTM D-2892 untuk distilasi

vakum dan fraksi yang lebih berat. Pecahan yang diperoleh pada proses ini sebagai berikut,

1. *Light fuel* dan diesel, dapat digunakan sebagai bahan bakar pada *burner* dan boiler pemurnian minyak pelumas bekas.
2. *Lubricating oil*, merupakan produk yang diharapkan dengan *boiling point range* 300 °C - 565 °C mengandung hidrokarbon C18 hingga C40.
3. *Residuum*, merupakan bagian yang *nonvolatile* dari *feedstock* dan mengandung semua karbon, logam, zat aditif terdegradasi dan sebagian besar timbal dan hasil produk oksidasi. *Residuum* dapat digunakan sebagai bahan baku pembuat aspal (Speight, 2014).

II.3 Desain Distilasi Batch

Distilasi batch merupakan unit operasi yang sering digunakan untuk produksi skala kecil. Distilasi ini lebih dipilih daripada distilasi kontinu ketika sejumlah kecil bahan kimia butuh untuk dipisahkan. Keuntungan dari distilasi batch adalah fleksibilitasnya menghadapi ketidak pastian *feed stock* atau spesifikasi produk. Dan juga, dapat menangani berbagai macam campuran dengan mengubah kondisi operasi kolom

Mode operasi distilasi batch antara lain kebijakan refluks,

1. *Constant reflux operation*, rasio refluks diatur pada nilai yang telah ditentukan. Distilat yang dihasilkan memiliki komposisi yang berubah terus menerus. Distilat dihentikan setelah kriteria tertentu terpenuhi, seperti komposisi distilat rata-rata pada kondensor atau jumlah total produk yang diharapkan terkumpul di kondensor atau di reboiler sehingga waktu batch dapat dijadikan sebagai kriteria penghentian distilasi.
2. *Variable reflux operation*, digunakan untuk menjaga komposisi *key component* tetap, jumlah refluks yang dikembalikan ke kolom harus terus meningkat sepanjang pemisahan. Seiring berjalannya waktu, komponen yang paling ringan di *still pot* akan semakin habis. Ketika rasio

refluks mencapai nilai yang sangat tinggi, maka pemisahan berubah atau dihentikan.

3. *Optimal reflux operation*, merupakan *trade-off* antara kedua mode operasi sebelumnya, didasarkan pada kemampuan untuk menghasilkan operasi yang paling menguntungkan. Perhitungan mode operasi ini merupakan permasalahan yang susah dan bergantung pada *optimal control theory*.

Selain rasio refluks, *degree of freedom* dalam distilasi batch adalah *vapor loading* oleh *reboiler* meskipun *constant reboiler duty* adalah yang paling umum digunakan karena paling mudah diterapkan.

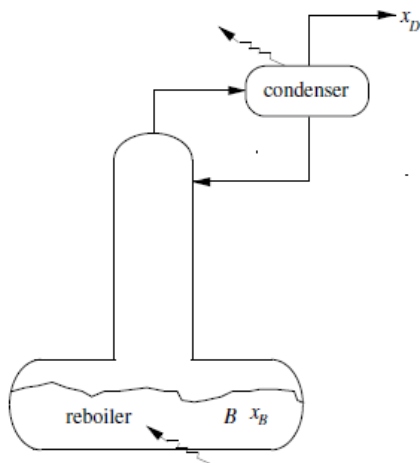
1. *Constant reboiler duty*, input panas reboiler biasanya ditetapkan atau dekat dengan kapasitas tertinggi tanpa *flooding* pada kolom, dipertahankan konstan sepanjang waktu pemrosesan batch. Karena keadaan transien dari komposisi dan *hold up* di reboiler, dan laju penguapan dari komponen, *vapor rate* keluar dari reboiler bervariasi terus menerus.
2. *Constant boilup rate*, membutuhkan *vapor rate* keluar reboiler ke bagian kolom dipertahankan pada level konstan dengan memvariasikan *reboiler duty* yang sesuai.
3. *Constant condenser vapor load*, laju uap bergerak keluar ke bagian kolom dan masuk ke kondensor dilakukan pada nilai konstan sepanjang pengoperasian dengan memvariasikan *reboiler duty* yang sesuai.
4. *Constant distillate* atau *bottom rate*, *flow rate* distilat (*reguler column*) atau *bottom* (*inverted column*) dijaga konstan dengan memvariasikan *reboiler duty* yang sesuai (Sorensen, 2014).

Periode *startup* distilasi batch terdiri dari tiga langkah berikut,

1. Pemanasan awal pada *still pot* menuju *bubble point*,
2. Pengisian *holdup* pada kolom dan kondensor,

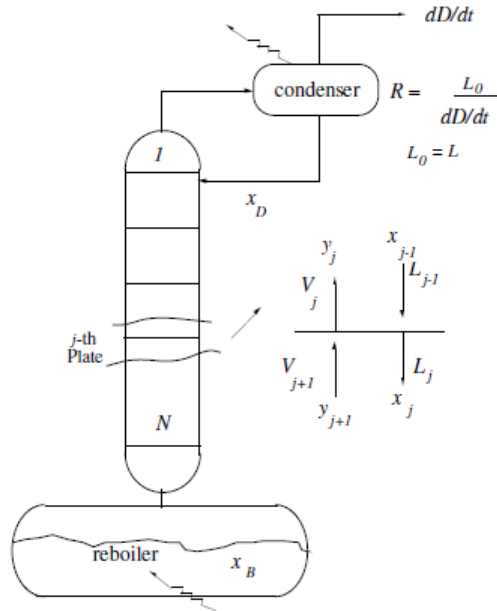
3. Menjalankan tanpa penarikan distilat sampai *steady state* (pengoperasian awal biasanya dilakukan dengan *total reflux*), umpan didistribusikan di seluruh kolom. Efek ini disebut dengan *equilibration time*, waktu yang dibutuhkan untuk mencapai kondisi stabil dari waktu kolom dibebankan (Diwekar, 2011).

Total batch distillation diumpankan ke reboiler di bagian bawah kolom, dapat berupa distilasi sederhana dan kolom distilasi fraksinasi yang terdiri dari *tray/packing*, yang memungkinkan aliran uap ke atas. Pada distilasi sederhana, uap dihilangkan dari *still pot* setiap interval waktu dan dikondensasikan di kondensor. Seiring berjalannya waktu, cairan yang tersisa di *still pot* menjadi lebih sedikit terhadap konsentrasi komponen yang lebih mudah menguap.



Gambar II.1 Skema Kolom Distilasi Batch Sederhana

Pada distilasi fraksinasi, *liquid* dari atas direfluks kembali ke setiap *plate* dan uap naik dari *plate* atas masuk ke kondensor menjadi distilat.



Gambar II.2 Skema Kolom Distilasi Batch dengan *Plate*
 Pada distilasi *countercurrent* ketika uap terkondensasi kembali ke reboiler (refluks) bertemu dengan uap naik. Dibuat kontak antara *liquid* dan uap pada kolom, antara reboiler dan kondensor. Sementara distilasi sederhana hanya terdiri dari penguapan dan kondensasi, pada distilasi *countercurrent* ada pertukaran material dan panas antara dua fase dalam kolom. Pertukaran ini cenderung menuju pemerataan suhu antara fase-fase sehingga kondisi ekuilibrium didekati (Krell, 1982).

II.4 Desain *Packed Column* Skala Laboratorium

Kolom dengan *random* atau *structured packing*, selain tray konvensional, menguntungkan untuk banyak aplikasi. Tidak seperti tray, performa *packing* ditentukan secara empiris dengan data dari produsen *packing*. Pemilihan *packing* digunakan untuk memperkirakan diameter kolom dan tinggi kolom. Diameter

ditentukan dari korelasi *pressure drop*. Tinggi kolom terdiri dari ruang yang ditempati oleh internal, seperti distribusi *liquid* dan pendukung *plate*, dan tinggi *packing* (Hall, 2012). Efek kondensasi dan penguapan dalam *packed column* pada asumsi bahwa ada perbedaan suhu antara uap dan cair di setiap penampang kolom. Terdapat tiga langkah pada evaluasi awal:

1. Pemilihan *packing*

Pada skala laboratorium, penggunaan material yang umum adalah kaca dibandingkan logam ataupun keramik. Salah satu *packing* yang memiliki efisiensi paling tinggi adalah *raschig rings*. *Raschig rings* memiliki *pressure drop* yang rendah, karena termasuk *random packing*, *pressure drop* berkisar antara 0.9-1.8 mm Hg per *theoretical stage*. Sedangkan *trays* umumnya memiliki *pressure drop* 3-8 mm Hg (Coker, 2010).

2. Menentukan diameter kolom

Setelah pemilihan *packing size* dan mengestimasi *pressure drop*. *Packing* yang semakin besar memiliki kapasitas lebih besar dan *pressure drop* yang lebih kecil, namun HETP (*Height Equivalent to a Theoretical Plate*) yang lebih tinggi juga.

3. Menentukan tinggi kolom

Dengan menggunakan jumlah *stage* teoritis dan viskositas *liquid*, penentuan ketinggian *total packing* seperti tabel berikut (Hall, 2012).

Tabel II.2 Test Data untuk *Packed Column Raschig Rings*

Material	Ukuran (mm)	Diameter kolom (mm)	Tinggi <i>packing</i> (cm)	HETP (cm)
Kaca	5x5	35	90	7 – 12
Kaca	6x6	20	125	8 – 14
Kaca	10x10	50	95	18,2
Porselen	8x8	24	60	7,07 – 11,3

Dengan pemilihan *packing* yang tepat dapat memberikan permukaan yang optimal untuk kontak fase. *Channelling* dapat dicegah dengan memastikan rasio antara diameter kolom dan *packing* lebih dari 10:1 dengan menggunakan efisien aerodinamis dari *packing* sehingga dengan mengenai refluks berkali-kali dan mendistribusikannya lagi ke kolom. *Channelling* tidak berpengaruh besar pada kolom dengan stage teoritis hingga 20, namun memiliki pengaruh besar pada kolom dengan stage 100 dan □ □ campuran kurang dari 1,07.

Terlepas dari distribusi ulang dari *liquid* yang memungkinkan terjadi, *packing* tidak seragam terbasahi. Pengaruh sifat *packing*, sifat-sifat *liquid*, beban kolom dan tekanan distilasi (dengan suhu terkait) pada ketidakberaturan pembentukan film sebagai berikut,

1. *Channeling* pada *packing* dapat terjadi pada beban yang kecil, jumlah yang besar pada *liquid* terdistribusi lebih baik di permukaan *packing*.
2. Semakin tinggi densitas *liquid* dan semakin rendah viskositasnya, semakin cepat *channeling* terjadi oleh pengaliran gravitasi, bahkan ketika *packing* seluruhnya terbasahi.
3. Semakin rendah tegangan permukaan, semakin baik pembasahan dari *packing* pada beban rendah.
4. Semakin tinggi efisiensi pemisahan yang diharapkan dengan *packing* berukuran kecil dapat terjadi jika pemasangan sangat seragam.
5. Pengaruh yang jelas pada tekanan distilasi belum ditetapkan (Krell, 1982)

Efek *liquid hold up* pada *fractionator column* dan kondensasi serta sistem refluks dapat menjadi signifikan ketika rasio mol *hold up/initial charge* lebih besar beberapa persen. Khususnya ketika *feed charge* mengandung satu atau lebih komponen yang dipisahkan dengan konsentrasi yang rendah. *Liquid hold up* untuk *trays column* biasanya hingga 8% - 12% dari

volume tower sedangkan *packed column* biasanya 1% - 6% (Coker, 2010). Pada kolom skala laboratorium dengan ukuran *medium* (diameter kolom 65 cm – 75 cm) *hold up* pada kolom selama distilasi berkisar 4 ml per *plate*, sedangkan ukuran kecil (diameter kolom <55 cm) *hold up* pada kolom berkisar 0,6 ml per *plate* (Bruun, 1936).

II.5 Karakteristik dan Metode Analisa Minyak Pelumas Dasar

Setiap minyak pelumas dasar memiliki karakteristik tertentu yang dapat dijadikan ukuran dari kualitas minyak pelumas dasar berdasarkan metode pengujian ASTM (*American Society for Testing Material*). Berikut ini adalah beberapa karakteristik pada minyak pelumas dasar.

1. Pengujian Titik Didih Minyak

Pengujian ini dapat dilakukan dengan metode ASTM D-86 untuk distilasi atmosferik, ASTM D-1160 untuk distilasi vakum, dan TBP (*True Boiling Point*) yang memberikan analisa kandungan minyak lebih detail.

2. Viskositas Kinematik

Viskositas kinematik dengan metode pengujian ASTM D-445 merupakan suatu ukuran tahanan yang diberikan oleh suatu bahan cair untuk mengalir pada suhu tertentu. Viskositas akan berubah dengan adanya perubahan temperatur. Satuan internasional untuk viskositas kinematik yang digunakan adalah centistokes ($cSt = mm^2/s$). Selama mesin bekerja, suhu di dalam mesin semakin lama akan semakin meningkat. Kenaikan suhu menyebabkan viskositas pelumas semakin menurun (Mara, 2015).

3. Indeks Viskositas

Merupakan sebuah angka empiris yang menyatakan perubahan viskositas minyak pelumas terhadap kenaikan temperatur. Nilai VI (*Viscosity Index*) yang tinggi menyatakan bahwa apabila terjadi kenaikan suhu maka akan menyebabkan perubahan kecil terhadap viskositas. Sebagian mineral base oil memiliki VI diantara 60 hingga 100. Sedangkan *Naphthenic oil*

memiliki VI yang lebih rendah yakni 0 hingga 50. Untuk minyak pelumas dasar golongan II, III, dan IV memiliki nilai VI yang tinggi. VI dapat dihitung melalui viskositas kinematik pada suhu 40°C dan 100°C dengan menggunakan tabel pada ASTM D-2270 atau ASTM D-39B (Srivastava, 2014).

4. *Specific Gravity (SG)*

Specific gravity (kerapatan relatif) didefinisikan sebagai perbandingan antara kerapatan dari cairan tersebut dengan kerapatan air.

$$SG = \frac{\rho \text{ cairan}}{\rho \text{ air}}$$

Dengan densitas adalah suatu ukuran dari konsentrasi massa dan dinyatakan dalam bentuk massa tiap satuan volume. Kerapatan cairan dapat didefinisikan sebagai massa tiap satuan volume pada suatu temperatur dan tekanan tertentu (Mara, 2015). Metode analisa yang digunakan adalah ASTM D-1298 (Luyben, 2006).

5. Kadar air

Kandungan air dalam minyak pelumas akan menimbulkan korosi, oksidasi dan bisa membentuk emulsi dengan oli. Oleh karena itu kandungan air dalam minyak pelumas harus dikurangi seminimal mungkin guna akibat buruk yang ditimbulkan (Mara, 2015). Kandungan air dapat dianalisa dengan metode ASTM D-95 (Mensah, 2015).

6. Kadar gasoline

Penentuan kuantitas gasoline pada minyak pelumas dasar dapat menggunakan ASTM D-322-07 dan metode uji IP 23/66 (Mensah, 2015).

II.6 Pemilihan Aplikasi Termodinamika untuk Pemodelan Proses

Pendekatan kondisi simulasi dengan kondisi lapangan sangat diperlukan pemilihan model termodinamika yang paling akurat. Sebagai acuan pemilihan model termodinamika ditampilkan pada **Tabel II.3**.

Tabel II.3 Model Termodinamika

Sistem Kimiawi	Pilihan Model Utama	Pilihan Model Kedua	Bidang Masalah
Pemisahan Udara	Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong	Corresponding States	
Gas Processing	Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong	BWRS	
Gas Treating	Kent-Eisenberg, Electrolyte NRTL		Data, Parameter, Model untuk campuran amine
Petroleum Refining	BK10, Chao-Seader, Grayson-Streed, Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong, Lee-Kessler-Plöcker		Karakterisasi Heavy Crude
Petrochemicals-VLE	Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong, PSRK	NRTL, UNIQUAC, UNIFAC	Data, Parameter
Petrochemicals-LLE	NRTL, UNIQUAC		Data, Parameter, Model untuk sistem VLLE
Chemicals	NRTL, UNIQUAC, PSRK	UNIFAC	Data, Parameter
Elektrolit	Electrolyte NRTL, Zemaitis	Pitzer	Data, Parameter, Databank, Model untuk poli-elektrolit
Oligomer	Polymer NRTL	UNIQUAC, UNIFAC	Fugasitas komponen murni, Databank
Polimer	Polymer NRTL, PC-SAFT	Sanchez-Lacombe, SAFT, UNIFAC-FV	Data, Parameter, Databank, algoritma flash, Model untuk polimer polar, block copolymer

Dalam **Tabel II.3** pemilihan model termodinamika dipengaruhi oleh sistem kimia. Untuk mendapatkan model yang paling akurat pemilihan juga dipengaruhi oleh kondisi operasi (tekanan dan temperatur) terutama untuk proses dalam fase gas (Chen dan Mathias, 2002).

II.7 AspenOne Engineering Suite (*Engineering Software*)

Dalam melakukan pembuatan simulasi pada penelitian ini, dibutuhkan berbagai macam *engineering software* yang mendukung. *AspenOne Engineering Suite* merupakan sebuah

sistem terintegrasi, termasuk seluruh sistem *flowsheeting* dan paket khusus. Dimana paket khusus yang dimaksud ini merupakan paket yang memiliki fungsi yang berbeda namun dihubungkan dengan beberapa file tertentu serta memiliki properti fisik dan data yang sama. Berikut merupakan beberapa paket *software* dari AspenOne Engineering Suite,

1. Aspen Plus

Merupakan simulasi *steady-state* dengan *database* yang komprehensif dan menggunakan pemodelan termodinamika sebagai dasar perhitungannya. Software ini juga mampu dalam mengerjakan studi kelayakan suatu desain yang baru, analisa *plant* komplek yang menggunakan *recycles*, serta optimalisasi.

2. Aspen Properties

Simulasi yang digunakan untuk memasukkan data metode, model, dan algoritma fisik properti; termasuk kemampuan regresi dan metode estimasi.

3. Aspen Batch Modeler

Sebuah simulasi yang komprehensif untuk mengidentifikasi model reaksi kinetik dan kemudian untuk desain konseptual, melakukan analisa dan optimalisasi distilasi batch dan proses reaksi batch dalam bahan kimia, farmasi, *food and beverage*, serta industry lainnya. (Dimian, 2014)

II.8 Penelitian Terkait

1. Penelitian “Used Oil Re-Refining”

Dalam penelitian ini menjelaskan proses pemurnian minyak pelumas bekas yang melibatkan beberapa langkah antara lain, distilasi dan *hydrotreating*. Jika minyak pelumas bekas masih mengandung fraksi air dan/atau *fuel* dalam jumlah yang cukup besar maka diperlukan *dewatering/defueling* sebelum *heat soaked*. Penghilangan air, fraksi ringan hidrokarbon serta *light vacuum* gas oil dapat dilakukan oleh distilasi atmosferik dan/atau vakum. Kondisi umum yang digunakan untuk *dewatering* dan *defueling* pada suhu distilasi antara 80 °C – 300 °C. Tekanan distilasi antara 0,5 kPa hingga atmosferik dan rasio refluks dari 0,5:1 hingga 5:1.

Yield range yang didapatkan pada *dewatering* berkisar antara 90 – 95% sedangkan untuk *defueling* 5 – 17%. Sisa dari fraksi ringan yang masih ada dilanjutkan pada proses yang lebih vakum, kemudian untuk pengurangan kandungan sulfur dan aromatik dilakukan proses *hydrotreating* dengan tekanan dan suhu operasi yang tinggi menggunakan bantuan katalis alumina teraktivasi (Reid et al., 1985).

2. Penelitian “Simulasi Pemisahan Minyak Pelumas Bekas Menjadi Minyak Pelumas Mentah”

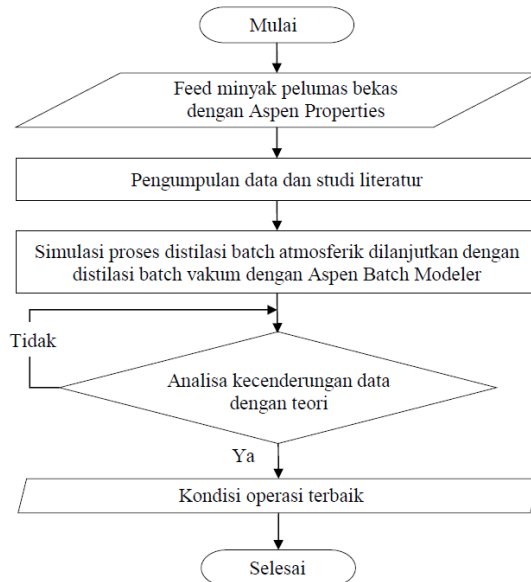
Pada penelitian ini dilakukan pemisahan minyak pelumas bekas dengan simulasi menggunakan *software* Aspen HYSYS. Dalam penelitian tersebut dilakukan pemurnian minyak pelumas bekas pada proses penghilangan kandungan air, fraksi hidrokarbon ringan, dan gas oil. Pemisahan dilakukan dalam dua tahap, yaitu penghilangan air dan light ends dan pemisahan gas oil. Penghilangan air dan light ends dilakukan pada *pre-flash drum*, sedangkan pemisahan gas oil dilakukan pada kolom distilasi pada kondisi *vacuum*. Pemisahan dengan *pre-flash drum* dilakukan sesuai dengan *single equilibrium stage*, Pemisahan untuk gas oil dilakukan dengan menggunakan kolom distilasi dengan kondisi *vacuum*. Pada simulasi kolom distilasi *vacuum*, variabel yang diatur adalah suhu *feed*, tekanan kolom, letak *feed* masuk, suhu reboiler, dan *reflux ratio* dari kolom distilasi (Taifan, Putra, 2016).

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Pada penelitian ini dilakukan simulasi terhadap rangkaian distilasi batch atmosferik untuk menghilangkan light ends, air, dan gasoline serta distilasi batch vakum berupa *packed column* untuk menghilangkan gas oil pada minyak pelumas bekas skala laboratorium.

Beberapa tahap yang dilakukan dalam penelitian ini sebagai berikut:

1. Pengambilan data properti *feed* minyak pelumas bekas dan data desain alat skala laboratorium.
2. Pembuatan *assay feed* minyak pelumas bekas dengan Aspen Properties.
3. Pemilihan model termodinamika (*property package*).



Gambar III.1 Diagram Alir Penelitian

4. Pengambilan data operasi yang digunakan sebagai variabel simulasi berdasarkan literatur dan *shortcut* distilasi multikomponen dari DSTWU Aspen Plus.
5. Pemodelan dilanjutkan simulasi distilasi atmosferik dilanjutkan dengan distilasi vakum kondisi batch dengan Aspen Batch Modeler.
6. Analisa data hasil simulasi.

III.1 Pengambilan Data Properti *Feed* Minyak Pelumas Bekas dan Data Desain Alat Skala Laboratorium

Pengambilan data yang dilakukan untuk mengetahui kondisi terbaik peralatan distilasi batch atmosferik dan distilasi batch vakum pada skala laboratorium diperoleh dari studi literatur dan peralatan distilasi yang berada di Laboratorium Trosobo.

Data properti *feed* minyak pelumas bekas yang digunakan adalah hasil analisa minyak pelumas bekas dari Intertek pada tahun 2015. Data desain dan operasi yang digunakan untuk simulasi ini adalah:

1. Distilasi batch atmosferik
 - Kapasitas pot dan *feed charge*
 - Suhu air pendingin
 - *Duty* heater
2. Distilasi batch vakum
 - Kapasitas pot dan *feed charge*
 - Suhu air pendingin
 - *Duty* heater
 - Jumlah *stages*
 - *Reflux ratio*
 - Tinggi kolom, diameter kolom, tipe *packing*, dan HETP
 - Tekanan operasi kolom

III.2 Rangkaian Alat Distilasi Batch

Proses simulasi ini menyesuaikan dengan keadaan rangkaian distilasi yang ada di Laboratorium Trosobo yaitu berupa distilasi batch atmosferik skala laboratorium dan dilanjutkan distilasi batch vakum skala laboratorium.

III.2.1 Distilasi Batch Atmosferik

Rangkaian distilasi batch atmosferik berupa still/feed pot dengan dipasang kondensor berupa *total condenser*. Pemanas *feed* menggunakan *jacketed heater* dengan *specified duty* sesuai dengan kondisi alat di laboratorium.

Tabel III.1 Desain Alat Distilasi Batch Atmosferik

Parameter	Unit	Nominal
Volume pot	liter	2
Diameter pot	cm	16,6
Duty heater	W	500
Suhu chiller water	°C	15

III.2.2 Distilasi Batch Vakum

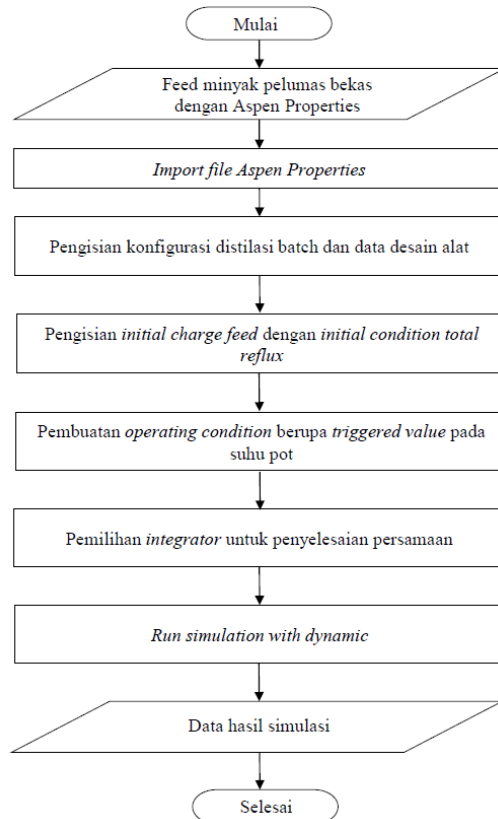
Rangkaian distilasi batch vakum berupa still/feed pot dilengkapi dengan kolom berisi *random packing* jenis *raschig ring* dengan material *glass* berukuran 10(mm)x10(mm) dan kondensor berupa *total condenser*. Kolom distilasi memiliki *reflux divider* untuk menjaga *reflux ratio* yang diharapkan pada kolom distilasi. Pemanas *feed* menggunakan *jacketed heater* dengan *specified duty* sesuai dengan kondisi alat di laboratorium.

Tabel III.2 Desain Alat Distilasi Batch Vakum

Parameter	Unit	Nominal
Volume pot	liter	2
Diameter pot	cm	16,6
Duty heater	W	500
Suhu chiller water	°C	15
Tinggi kolom	cm	105
Diameter kolom	cm	5
Tinggi packing	cm	95

HETP	cm	18,2
Jumlah stages		8
Reflux ratio		0,5
Holdup per stage	ml	0,6

III.3 Simulasi



Gambar III.2 Diagram Pembuatan Simulasi Aspen Batch Modeler

Pembuatan simulasi distilasi pengolahan minyak pelumas bekas menggunakan Aspen Batch Modeler dengan meng-*import*

data properti *feed* minyak pelumas bekas serta *property package* yang digunakan dari Aspen Properties. Kemudian meng-*input* konfigurasi distilasi batch atmosferik, serta data desain alat distilasi maupun pemanas yang digunakan. Selanjutnya memasukkan nilai *initial charge feed* yang akan dipisahkan, kemudian membuat *operating condition* dan memilih *integrator* yang digunakan untuk menyelesaikan persamaan pada distilasi batch ini. Langkah yang sama dilakukan untuk distilasi batch vakum.

III.3.1 Pembuatan Assay Feed Minyak Pelumas Bekas

Hasil analisa minyak pelumas bekas dari Intertek pada tahun 2015 sesuai **Tabel III.3** di-*input* pada Aspen Properties sebagai berikut.

1. Data *distillation volume* diinputkan ke dalam *assay* Aspen Properties dengan properti *specific gravity* dan *molecular weight* sehingga didapatkan kumpulan *pseudocomponent* yang ditandai dengan inisial “PC”.
2. Senyawa light ends yaitu *isobutane* (iC4), *butane* (C4), *pentane* (nC5) dan air serta *hexanes* (C6) dan *heptanes* (C7) di-*input*kan dalam persen mol.

Tabel III.3 Hasil Analisa Minyak Pelumas Bekas Intertek Tahun 2015

Tes	Metode	Unit	Hasil
Distillation IBP	ASTM D-86	°C	114
Distillation 5% Vol		°C	314
Distillation 10% Vol		°C	326
Distillation 20% Vol		°C	343
Distillation 30% Vol		°C	362
Distillation 40% Vol		°C	367
Distillation 50% Vol		°C	371
Distillation 60% Vol		°C	374

Distillation 70% Vol		°C	381
Distillation 80% Vol		°C	386
End Point		°C	391
Recovery		% vol	92
Residue		% vol	7,5
Loss		% vol	0,5
Spesific gravity @60 °F	ASTM D-1298		0,8674
Water Content	ASTM D-95	% vol	0,15
C1		% mole	0,00
C2		% mole	0,00
C3		% mole	0,00
iC4		% mole	0,001
nC4		% mole	0,004
iC5		% mole	0,00
nC5		% mole	3,85
C6		% mole	0,41
C7		% mole	0,84
Molecular Weight		g/mol	447,9
Density Total Sample @60 °F		gm/cc	0,9005

Sehingga didapatkan komposisi *feed* minyak pelumas bekas sebagai berikut.

Tabel III.4 Komposisi *Feed* Minyak Pelumas Bekas dalam Fraksi Massa

Komponen	Fraksi Massa	Komponen	Fraksi Massa
IC4	$1,3 \times 10^{-6}$	PC225C	0,0042
NC4	$5,2 \times 10^{-6}$	PC239C	0,0045
NC5	0,0062	PC253C	0,0048
C6	0,0008	PC267C	0,0050
C7	0,0019	PC281C	0,0052
WATER	0,0017	PC295C	0,0055
PC105C	0,0009	PC309C	0,0057
PC114C	0,0030	PC323C	0,0055
PC128C	0,0032	PC339C	0,0503
PC142C	0,0035	PC350C	0,0864
PC156C	0,0039	PC365C	0,0995
PC170C	0,0045	PC379C	0,2024
PC184C	0,0052	PC391C	0,1743
PC197C	0,0067	PC406C	0,2240
PC211C	0,0049	PC416C	0,0762
		TOTAL	1

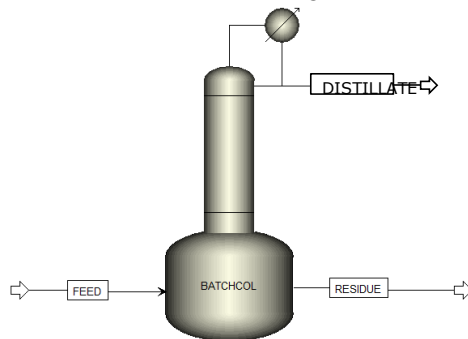
III.3.2 Pemilihan Model Termodinamika (*Property Package*)

Pemilihan termodinamika didasarkan pada komponen-komponen yang terlibat dan kondisi operasi. Agar program simulasi dapat berjalan dengan baik, harus dilakukan pemilihan model termodinamika dengan tepat. *Petroleum refining* yang mengandung hidrokarbon non-polar dapat disimulasikan dengan menggunakan model termodinamika Peng-Robinson (PR) dan Soave-Redlich-Kwong (SRK). Pada simulasi ini, dipakai model

termodinamika Peng-Robinson karena dapat diaplikasikan pada variasi yang lebih luas dan untuk meningkatkan prediksi pada beberapa kondisi non-ideal dengan jarak suhu yaitu $>-271^{\circ}\text{C}$ dan tekanan $<100.000\text{ kPa}$. *Property package* ini juga dapat digunakan untuk kombinasi hidrokarbon-non hidrokarbon (seperti air) serta *yield* yang dihasilkan lebih akurat dibandingkan SRK. Sedangkan untuk SRK memiliki batasan jarak suhu yaitu $<-143^{\circ}\text{C}$ dan tekanan $<5000\text{ kPa}$.

III.3.3 Pembuatan Simulasi Distilasi Batch Atmosferik dan Distilasi Batch Vakum

Pembuatan simulasi distilasi batch atmosferik dan distilasi batch vakum menggunakan *software* Aspen Batch Modeler. Kolom distilasi batch dimodelkan sebagai berikut.



Gambar III. 3 Skema Pemodelan Kolom Distilasi Batch

Rangkaian distilasi batch atmosferik disimulasikan tekanan atmosferik (1,013bar) dengan konfigurasi berupa *pot + overhead condensor*, *valid phase* berupa *vapor-liquid*. *Feed charge* yang digunakan sebesar 1,33 L (2/3 dari volume *pot*) karena jika melebihi 2/3 volume *pot* untuk kondisi atmosferik dan atau 1/2 volume *pot* untuk kondisi vakum, dapat menyebabkan *foaming* akibat pengurangan ruang di atas permukaan *liquid* yang tidak memungkinkan *foam* berkurang (Krell, 1982). *Feed* minyak

pelumas bekas dikonversikan dalam massa sehingga didapatkan massa total *feed* sebesar 1,2 kg.

Sedangkan distilasi batch vakum disimulasikan dengan konfigurasi berupa *batch distillation* dengan *number of stages* sejumlah 8 (termasuk pot dan kondensor), *valid phase* berupa *vapor-liquid*, tipe kondensor adalah total, *feed charge* berupa residu dari distilasi batch atmosferik, dan parameter lain sesuai dengan **Tabel III.2**. Kolom dioperasikan pada tekanan vakum yang menyesuaikan penghilangan gas oil dengan *pressure drop* pada kondensor dan pot sebesar 5 mmHg karena merupakan kolom fraksinasi vakum berisi *random packing*.

Metode pendekatan integrator yang dapat dipilih antara lain Explicit Euler, Runge Kutta (4th Order), Implicit Euler dan Gear. Pada simulasi ini menggunakan Implicit Euler karena memiliki *stability* yang lebih baik serta *error* yang lebih kecil dibandingkan ketiga metode integrator yang lain.

III.4 Variabel pada Distilasi Batch Atmosferik

Variabel yang digunakan pada simulasi yang dilakukan pada distilasi batch atmosferik sebagai berikut,

1. Variabel Tetap
 - Tekanan kolom distilasi yaitu 1,013 bar.
 - Suhu air pendingin yang digunakan sebesar 15 °C.
 - *Feed charge* berupa minyak pelumas bekas sebanyak 1,2 kg.
2. Variabel Bebas
 - Suhu pot divariasikan menjadi 190 °C, 200 °C, 210 °C, dan 220 °C.

III.5 Variabel pada Distilasi Batch Vakum

Variabel yang digunakan pada simulasi yang dilakukan pada distilasi vakum sebagai berikut,

1. Variabel Tetap
 - Suhu air pendingin yang digunakan sebesar 15 °C.

- *Feed charge* berupa residu distilasi batch atmosferik pada kondisi operasi terbaik yang telah dipilih.
2. Variabel Bebas
- Tekanan kolom distilasi divariasikan menjadi 100 mm Hg dan 200 m Hg.
 - Suhu pot divariasikan menjadi 220 °C, 230 °C, 240 °C dan 250 °C.

III.6 Analisa Data

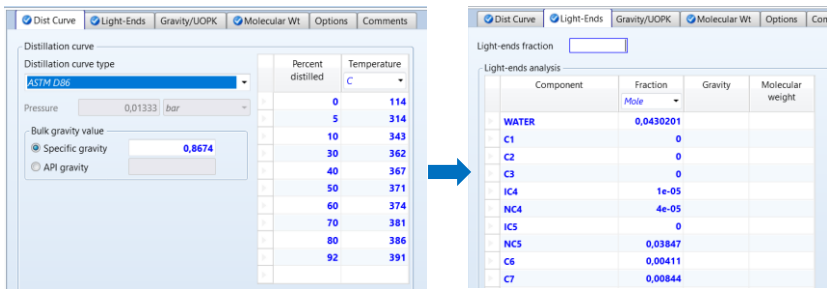
Untuk memastikan bahwa hasil dari proses simulasi yang dilakukan sesuai dengan teori pada literatur, maka diperlukan analisa kecenderungan dari simulasi. Hasil simulasi yang dibuat memiliki kecenderungan yang sesuai dengan perubahan variabel yang sudah ditetapkan. Pada simulasi pemisahan ini, kecenderungan yang dapat diperiksa adalah komposisi distilat serta produk pada residu. Jika kecenderungan yang dihasilkan sesuai dengan teori, simulasi yang dilakukan sudah tepat dan dapat diambil kondisi terbaik yang menyesuaikan dengan produk yang diharapkan.

BAB IV

HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

IV.1 Spesifikasi Feed

Hal pertama yang perlu dilakukan sebelum membuat simulasi distilasi *batch* adalah menetapkan komposisi minyak pelumas bekas. Aspen Properties merupakan aplikasi yang akan digunakan dalam menetapkan komposisi dari *feed* yang berupa minyak pelumas bekas. Dalam melakukan *input* data berupa *assay*, perlu diketahui beberapa parameter seperti kurva distilasi, *specific gravity*, kandungan air dan light ends, *molecular weight*, serta densitas minyak. Semua parameter tersebut diperoleh dari hasil analisa yang dilakukan oleh Intertek pada tahun 2015 sesuai dengan **Tabel III.3**.



Gambar IV.1 Pembuatan *Assay* pada Aspen Properties

Setelah *assay* dibuat, kemudian dilakukanlah pemilihan terhadap model termodinamika yang akan digunakan. Dalam simulasi ini, model termodinamika yang digunakan adalah Peng-Robinson. Selanjutnya, *assay* harus disimpan agar nantinya dapat di-*import* ke dalam Aspen Batch Modeler sebagai *feed* yang akan digunakan. Komponen hasil dari penginputan ini tertera pada **Tabel IV.1**. Setelah itu dilakukan penginputan data kondisi *feed* pada *initial charge* dengan *mass hold up* sebesar 1,2 kg.

Tabel IV. 1 Hasil Input Assay Intertek Minyak Pelumas Bekas

Kelompok Komponen	<i>Pseudocomponent</i> pada Aspen Properties
Light ends (C1 – C5)	IC4, NC4, NC5
Air (H ₂ O)	<i>water</i>
Gasoline (C6 – C12)	C6, C7, PC105C, PC114C, PC128C, PC142C, PC156C, PC170C, PC184C, PC197C, PC211C
Gas oil (C13 – C17)	PC225C, PC239C, PC253C, PC267C, PC281C, PC295C
Base oil (C18 – C18+)	PC309C, PC323C, PC339C, PC350C, PC365C, PC379C, PC391C, PC406C, PC416C

IV.2 Spesifikasi Alat pada Simulasi

IV.2.1 Simulasi Kolom Distilasi Batch Atmosferik

Kolom distilasi atmosferik bertujuan untuk memisahkan light ends, *water*, dan gasoline dari minyak pelumas bekas. Pada kolom distilasi ini, digunakan tekanan atmosfer yakni sebesar 1,013 bar dengan *pressure drop* sebesar 0,1 bar. Kolom distilasi atmosferik ini terdiri dari pot dan kondensor yang berupa *total condenser*, dengan *initial condition/start up* berupa *total reflux* untuk mencapai kondisi *steady state*. Dalam penginputan data simulasi, ditetapkan pula spesifikasi pada alat sesuai dengan **Tabel III.1**.

Mula-mula, *feed* yang berada dalam pot akan dipanaskan dengan suhu yang sudah ditentukan sesuai dengan variabel, yakni 190 °C, 200 °C, 210 °C, dan 220 °C. Saat dipanaskan, *feed* yang berupa *liquid* yang memiliki titik didih pada kisaran suhu uap yang dihasilkan akan berubah menjadi uap secara perlahan dimana uap ini akan naik menuju ke kondensor dikarenakan adanya *pressure drop*. Aliran uap yang diharapkan mengandung light ends, *water*, dan gasoline, sedangkan produk yang diharapkan mengandung gas

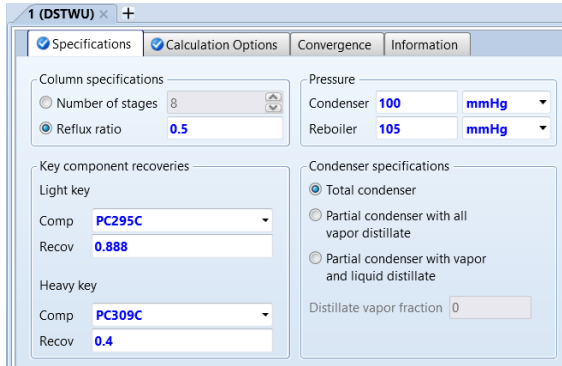
oil dan base oil dengan sedikit kandungan gasoline selanjutnya akan diteruskan ke kolom distilasi vakum.

IV.2.2 Simulasi Kolom Distilasi Batch Vakum

Tujuan dari distilasi vakum adalah untuk memisahkan gas oil yang diwakilkan PC225C hingga PC295C dan fraksi ringan yang tersisa pada produk distilasi atmosferik. Namun dikarenakan pemanasan pada suhu kolom jika mencapai suhu 316°C (*cracking point*) dapat menyebabkan *oil degradation* akibat *thermal breakdown* sehingga lebih baik menggunakan kondisi operasi dengan suhu yang tidak terlalu tinggi dan menyesuaikan penghilangan gas oil. Pada simulasi ini menggunakan keadaan vakum untuk menurunkan titik didih komponen yang akan dipisahkan agar tidak terlalu tinggi dan menghindari *oil degradation* tersebut, oleh karena itu tekanan kolom divariasikan pada 100 mmHg dan 200 mmHg serta variasi suhu pot yang akan menjadi *trigger value* pada *pot temperature* dengan nilai 220 °C, 230 °C, 240°C, dan 250 °C. Feed yang digunakan berupa *bottom* produk dari hasil simulasi distilasi atmosferik dengan kondisi operasi terbaik yang dipilih.

Adapun kolom distilasi vakum yang akan disimulasikan ini berupa pot dengan *packed column* yang berisi *random packing* jenis *raschig rings* dengan material *glass* berukuran 10(mm)x10(mm) dan kondensor berupa *total condenser*, dengan *initial condition/start up* berupa *total reflux* untuk mencapai kondisi *steady state*. Selain itu, kolom ini juga dilengkapi dengan *reflux divider*. Pada simulasi kolom dikonfigurasi dengan menggunakan *batch distillation* dan meng-input jumlah *stage* yang digunakan.

Untuk mengetahui jumlah *reflux ratio minimum* dan juga *stage minimum*, digunakanlah DSTWU dari Aspen Plus. DSTWU merupakan sebuah *shortcut* yang digunakan dalam mendesain kolom distilasi.



Gambar IV.2 DSTWU pada Aspen Plus

DSTWU ini bertujuan untuk mengetahui jumlah *reflux ratio minimum* (dimana dalam perhitungannya menggunakan hukum Underwood), jumlah *stage minimum* (mengggunakan hukum Winn dalam perhitungannya), serta menghubungkan actual *stage* dan *reflux ratio* (mengggunakan hukum Gililand). Untuk menggunakan DSTWU, perlu mengetahui *heavy key* dan *light key* senyawa yang akan dipisahkan. Dalam hal ini PC295C akan bertindak sebagai *light key* yang merupakan batas bawah dari gas oil, sedangkan PC309C akan bertindak sebagai *heavy key* dimana yang merupakan batas atas dari base oil. Hasil dari input data tersebut sebagai berikut,

Tabel IV.2 Hasil DSTWU Kolom Distilasi Vakum

DSTWU	
Property method	PENG-ROB
Reflux ratio	0,5*
Light key component recovery	0,888
Heavy key component recovery	0,4
Number of stages	7,2778
* data yang ditentukan	

Sehingga dari hasil tersebut dapat digunakan data berupa *stage* yang berjumlah 7,2778 yang kemudian dibulatkan menjadi 8 *stages* yang sesuai dengan HETP sebesar 18,2 cm dan *packing height* sebesar 95 cm yang digunakan, dengan *reflux ratio* yang

ditentukan sebesar 0,5. Dalam melakukan penginputan data pada Aspen Batch Modeler, akan dimasukkan nilai *hold up* sebesar 0,6 mL/*stage* yang dimulai pada *stage* 2 hingga *stage* 7 karena *stage* 1 merupakan total kondensor yang tidak memiliki *liquid hold up* dan sama halnya dengan *stage* 8 yang merupakan pot.

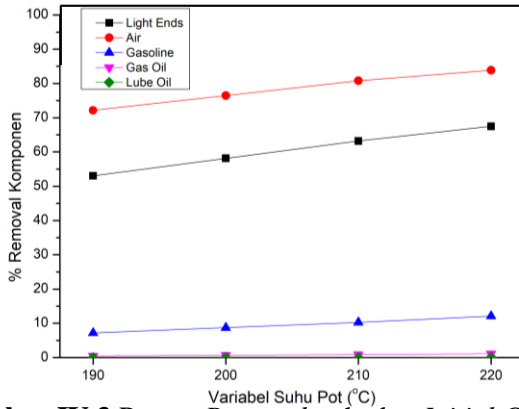
IV.3 Analisa Data Simulasi Kolom Distilasi Batch Atmosferik

Simulasi pada kolom distilasi batch atmosferik dilakukan dengan mengganti suhu pemanas atau suhu pot sebagai *trigger value* pada *pot temperature* pada simulasi.

Tabel IV.3 %Removal terhadap *Initial Charge* pada Berbagai Macam Variabel Suhu Pot Distilasi Batch Atmosferik

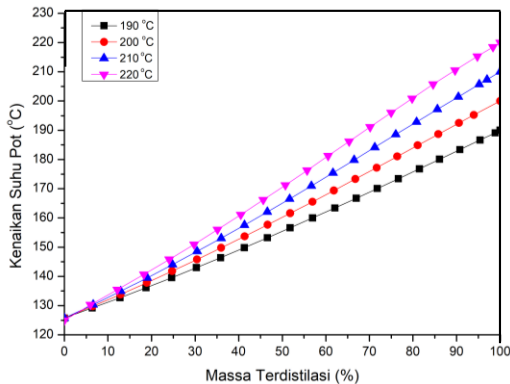
Suhu Pot / Komponen	190 °C	200 °C	210 °C	220 °C
Light ends	53,05	58,13	63,19	67,48
Air	72,15	76,44	80,77	83,85
Gasoline	7,18	8,72	10,26	12,09
Gas oil	0,49	0,67	0,86	1,13
Base oil	0,01	0,02	0,02	0,04

Pada kolom distilasi batch atmosferik diharapkan light ends, air dan gasoline terpisah sebanyak-banyaknya. Dapat dilihat dari **Tabel IV.3** terdapat empat variabel suhu pot yakni 190 °C, 200 °C, 210 °C, dan 220 °C dimana setiap variabel suhu akhir pot memiliki perbedaan %*removal* (massa komponen yang terdistilasi dibagi massa komponen pada *initial charge*) komponen yang kecil, namun suhu pot 220 °C memiliki perbedaan yang cukup besar dibandingkan variabel sebelumnya. Hal ini dikarenakan banyak komponen yang terpisahkan pada titik didih yang dihasilkan pada suhu pot 220°C. Meskipun *base oil* yang terbawa pada suhu 220 °C memiliki nilai paling besar namun jumlahnya masih terbilang sedikit yakni 0,04% sehingga tidak menjadi permasalahan. Selain itu, semakin banyak jumlah fraksi ringan yang terpisah dapat mengurangi beban pendinginan pada proses pemisahan selanjutnya.



Gambar IV.3 Persen *Removal* terhadap *Initial Charge* pada Variabel Suhu Pot Kolom Distilasi Batch Atmosferik

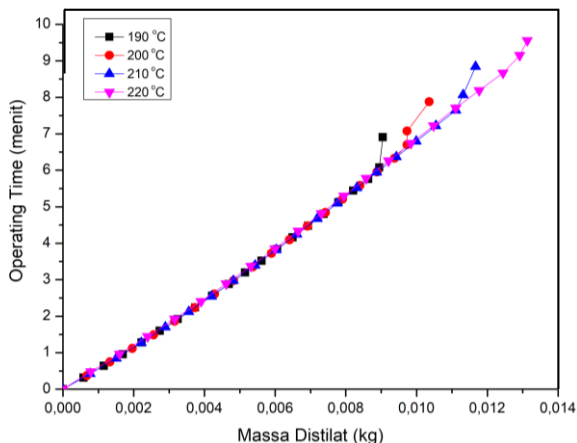
Dari gambar diatas didapatkan kecenderungan yaitu semakin tinggi suhu pot maka semakin meningkat pula komponen yang terdistilasi terutama komponen yang memiliki titik didih rendah. Dapat dilihat bahwa light ends dan air tidak dapat terdistilasi seluruhnya walaupun pada suhu tertinggi yakni 220 °C. Hal ini terjadi karena *feed* merupakan *liquid mixture* dengan *boiling point range* yang dekat sehingga suhu pada pot tidak akan konstan, melainkan secara bertahap akan meningkat sepanjang distilasi yang menyebabkan suhu uap berubah setiap perubahan suhu pot.



Gambar IV.4 Hubungan Kenaikan Suhu Pot dengan Persen Massa Terdistilasi

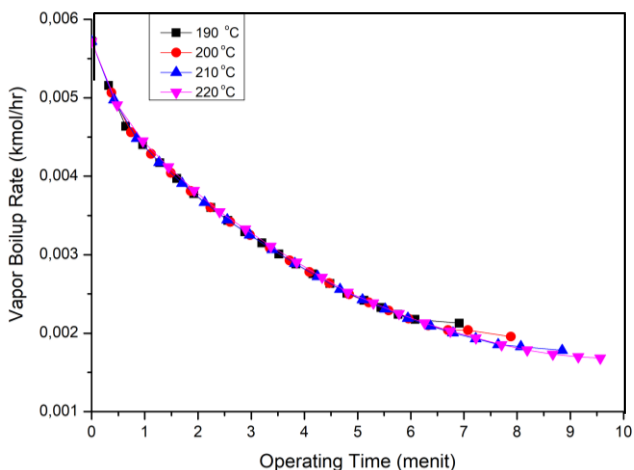
Persen massa terdistilasi adalah massa distilat pada suhu tertentu dibagi dengan massa distilat pada suhu akhir. Suhu pot meningkat maka massa terdistilasi dengan keberadaan komponen yang terdistilasi semakin banyak. Perbedaan suhu yang terjadi pada **Gambar IV.4** dikarenakan jumlah akhir distilat yang dihasilkan berbeda. Distilat mengandung lebih banyak fraksi ringan dibandingkan fraksi berat menyesuaikan dengan suhu pemanasan yang digunakan untuk menguapkan fraksi light ends, air dan gasoline.

Dengan meningkatnya massa komponen pada distilat akibat perubahan suhu pot yang meningkat, maka terjadi perubahan komposisi pada distilat dan komposisi pada pot yang merupakan fungsi waktu. *Operating time* merupakan waktu minimal pengoperasian distilasi setelah dicapai kondisi *steady-state* akibat *startup* dengan *total reflux* dimana tidak ada distilat yang dihasilkan. Pada **Gambar IV.5**, waktu yang ditunjukkan cukup singkat karena *operating time* tidak termasuk *equilibration time*, (waktu *startup* dengan *total reflux*) selain itu kenaikan suhu pot yang cepat akibat *feed* yang dipanaskan merupakan *liquid mixture*. *Operating time* berbanding lurus dengan kenaikan suhu pot.



Gambar IV.5 Hubungan Massa Distilat terhadap *Operating Time* pada Distilasi Batch Atmosferik

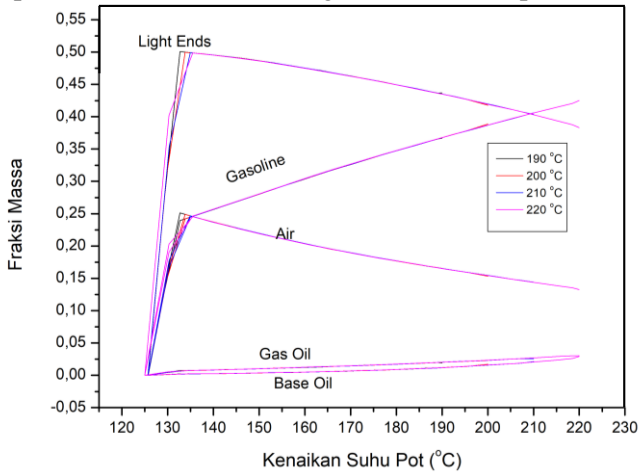
Pada **Gambar IV.6** menunjukkan bahwa pemilihan mode operasi *constant reboiler duty* sebesar 500 W menyebabkan *vapor boilup rate* yang bervariasi. Pada saat distilasi batch berjalan setelah *initial startup*, *vapor boilup rate* memiliki nilai yang tinggi kemudian menurun secara cepat karena fraksi ringan yang diuapkan dalam jumlah yang banyak di awal dan semakin berkurang seiring bertambahnya waktu distilasi. Penurunan *vapor boilup rate* berubah secara bertahap hingga suhu pot akhir yang dicapai karena komponen yang dapat teruapkan pada suhu tersebut sudah berkurang. Komponen yang teruapkan berupa light ends, air dan gasoline. Sedangkan gas oil serta base oil tidak banyak yang dapat diuapkan pada pengoperasian suhu akhir pot hingga 220 °C.



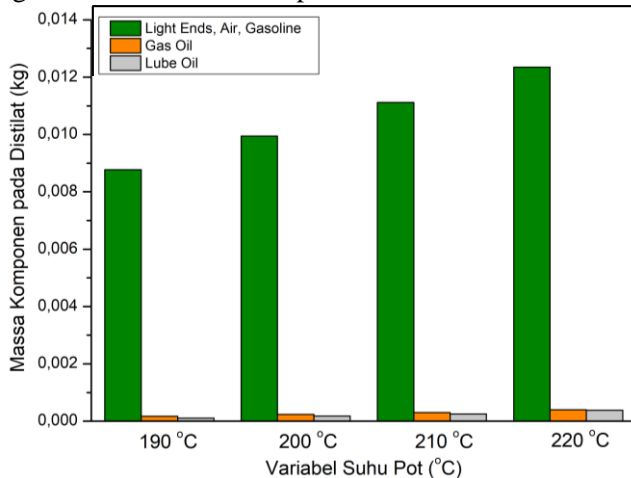
Gambar IV.6 Hubungan *Vapor Boilup Rate* dengan *Operating Time* pada Distilasi Batch Atmosferik

Pada pengoperasian distilasi menit ke 0,5, komposisi terbesar pada distilat adalah light ends dan air. Dengan semakin berkurangnya kandungan light ends dan air, komponen gasoline semakin bertambah pada distilat, sedangkan komponen gas oil dan base oil yang menjadi distilat jumlahnya sangat kecil seperti yang

terlihat pada **Gambar IV.7**. Fraksi massa pada distilat setiap komponen akan berubah seiring kenaikan suhu pot.



Gambar IV.7 Hubungan Fraksi Massa Komponen pada Distilat dengan Kenaikan Suhu Pot pada Distilasi Batch Atmosferik

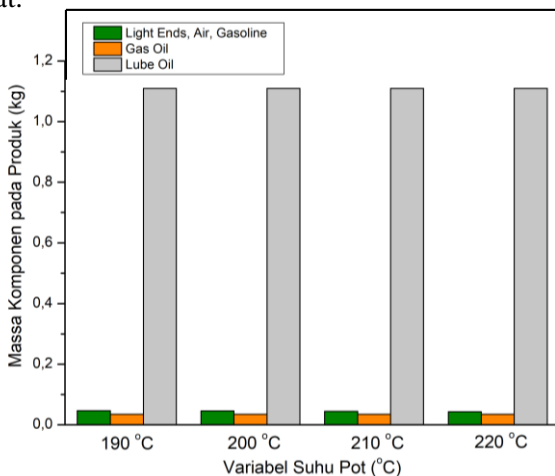


Gambar IV.8 Massa Komponen pada Distilat di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Batch Atmosferik

Tabel IV.4 Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Distilat Distilasi Batch Atmosferik

Suhu Pot	190 °C		200 °C		210 °C		220 °C	
Komponen	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa
Light ends	0,004	0,4368	0,0043	0,418	0,0047	0,4034	0,005	0,3828
Air	0,0015	0,1657	0,0016	0,1533	0,0017	0,1438	0,0017	0,1327
Gasoline	0,0033	0,3667	0,004	0,3888	0,0047	0,4059	0,0056	0,4251
Gas oil	0,0002	0,0189	0,0002	0,0227	0,0003	0,0257	0,0004	0,0302
Base oil	0,0001	0,0119	0,0002	0,0171	0,0002	0,0211	0,0004	0,0291
Total	0,009	1	0,0104	1	0,0117	1	0,0131	1

Berdasarkan massa distilat dan produk pada variabel suhu pot, didapatkan kecenderungan bahwa semakin tinggi suhu akhir pot maka semakin banyak massa komponen yang terdistilasi sehingga didapatkan massa produk (residu) yang lebih sedikit karena terdapat komponen yang diuapkan pada suhu pemanasan pot kemudian melewati kondensator sehingga menjadi *liquid* pada distilat.



Gambar IV.9 Massa Komponen pada Produk di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Batch Atmosferik

Namun pada suhu akhir pot 190 °C – 210 °C memiliki perbedaan massa terdistilasi yang tidak jauh, sedangkan pada suhu akhir pot 220 °C memiliki perbedaan massa komponen gas oil dan base oil yang banyak dibandingkan variabel suhu akhir pot sebelumnya.

Tabel IV.5 Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Produk Distilasi Batch Atmosferik

Suhu Pot	190 °C		200 °C		210 °C		220 °C	
	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa
Light ends	0,0035	0,0029	0,0031	0,0026	0,0027	0,0023	0,0024	0,002
Air	0,0006	0,0005	0,0005	0,0004	0,0004	0,0003	0,0003	0,0003
Gasoline	0,0429	0,036	0,0421	0,0354	0,0414	0,0348	0,0406	0,0342
Gas oil	0,0348	0,0292	0,0348	0,0292	0,0347	0,0292	0,0346	0,0291
Base oil	1,1099	0,9314	1,1098	0,9324	1,1097	0,9333	1,1096	0,9344
Total	1,1916	1	1,1903	1	1,189	1	1,1875	1

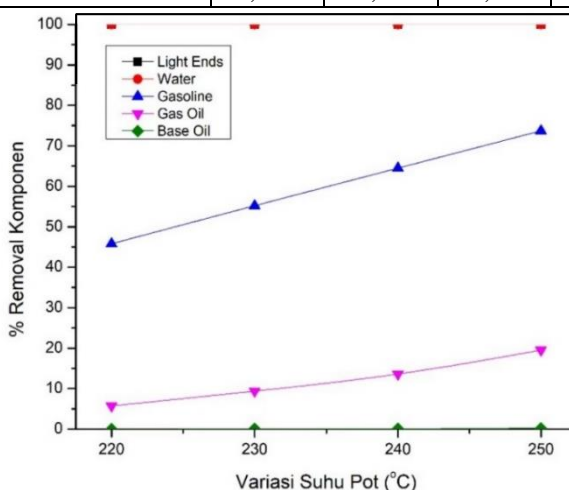
Pada kondisi atmosferik, penghilangan light ends, air dan gasoline terbanyak pada suhu pot 220 °C. %Removal yang didapatkan untuk light ends sebesar 67,48%, air 83,85%, dan gasoline 12,09%. Total keseluruhan %removal fraksi ringan sebesar 22,17% dengan massa 0,0124 kg sehingga fraksi ringan yang masih terdapat pada produk sebesar 0,0434 kg yang akan dihilangkan pada distilasi batch vakum disertai dengan penghilangan gas oil.

IV.4 Analisa Data Simulasi Kolom Distilasi Batch Vakum

Kolom distilasi batch vakum disimulasikan pada dua kondisi vakum yakni 100 mmHg dan 200 mmHg dengan variasi suhu pot yang menjadi *triggered value* untuk *end operating condition* 220 °C hingga 250 °C dengan interval suhu 10 °C. Diharapkan pada kolom ini terjadi pemisahan gas oil dan juga fraksi ringan (light ends, air, dan gasoline) yang masih tersisa pada produk distilasi batch atmosferik.

Tabel IV.6 %*Removal* terhadap *Initial Charge* pada Tekanan 100 mmHg dan Berbagai Variabel Suhu Pot Distilasi Batch Vakum

P = 100 mmHg	Suhu Pot (°C)			
	220	230	240	250
Komponen				
Light ends	100	100	100	100
Air	100	100	100	100
Gasoline	45,82	55,20	64,50	73,73
Gas oil	5,72	9,40	13,62	19,51
Base oil	0,004	0,03	0,09	0,20



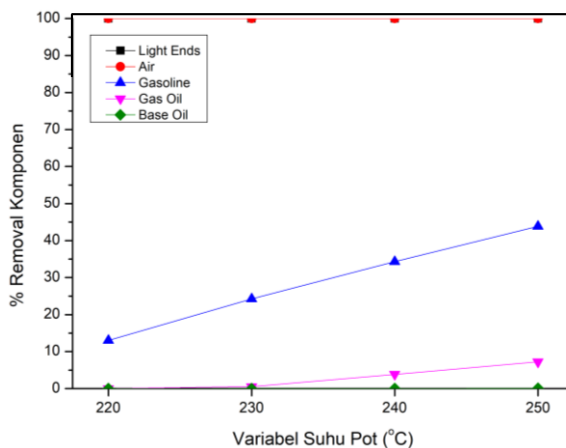
Gambar IV.10 Persen *Removal* terhadap *Initial Charge* pada Variabel Suhu Pot Tekanan 100 mmHg Kolom Distilasi Batch Vakum

Berdasarkan data serta gambar yang dihasilkan dapat dilihat bahwa tekanan yang lebih vakum yakni 100 mmHg menghasilkan %*removal* yang lebih besar dibandingkan tekanan 200 mmHg. Penguapan secara vakum merupakan proses yang menyebabkan tekanan pada pot berisi *liquid* berkurang dibawah tekanan uap *liquid* tersebut sehingga komponen fraksi ringan banyak yang menguap karena titik didihnya yang menurun.

Peningkatan suhu pada pot juga menyebabkan komponen yang terdistilasi lebih banyak.

Tabel IV.7 Persen *Removal* terhadap *Initial Charge* pada Tekanan 200 mmHg dan Berbagai Variabel Suhu Pot Distilasi Batch Vakum

P = 200 mmHg	Suhu Pot (°C)			
	220	230	240	250
Komponen				
Light ends	100	100	100	100
Air	100	100	100	100
Gasoline	12,99	24,22	34,29	43,81
Gas oil	0,001	0,51	3,86	7,23
Base oil	0	0	0,002	0,035

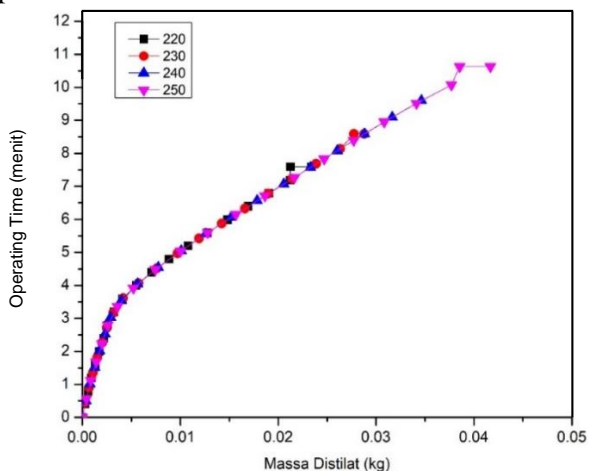


Gambar IV.11 Persen *Removal* terhadap *Initial Charge* pada Variabel Suhu Pot Tekanan 200 mmHg Kolom Distilasi Batch Vakum

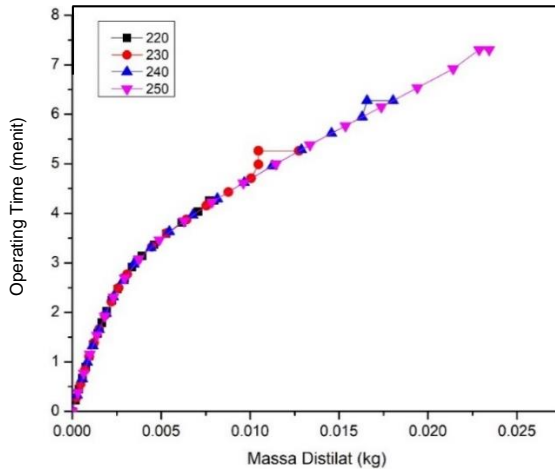
Dapat dilihat pada tekanan 100 mmHg maupun 200 mmHg, komponen fraksi ringan seperti light ends dan air memiliki %removal 100% akibat berkurangnya kandungan light ends dan air pada *feed* distilasi vakum sehingga komponen tersebut dapat lebih mudah diuapkan. Pada tekanan 100 mmHg komponen base oil

lebih banyak yang ikut terdistilasi dibandingkan tekanan 200 mmHg sehingga untuk kandungan base oil yang lebih bagus ada pada residu tekanan 200 mmHg. Gasoline dan gas oil yang terdistilasi tidak mencapai 100% dikarenakan *feed* berupa *liquid mixture*.

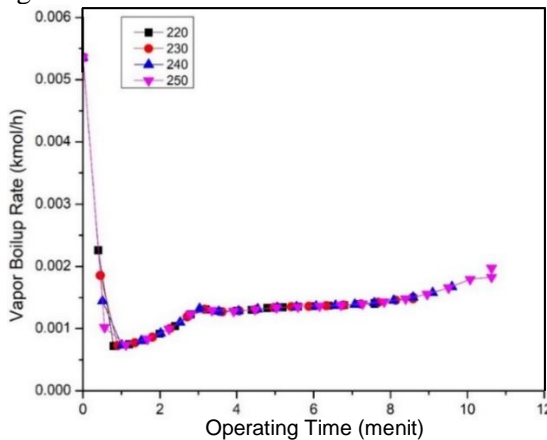
Pada tekanan yang sama, didapatkan kecenderungan bahwa semakin tinggi suhu pot maka semakin besar pula %*removal* baik dari fraksi ringan maupun base oil, sehingga pada suhu yang lebih tinggi semakin banyak jumlah base oil yang akan terdistilasi. Namun pada dasarnya, pada titik suhu yang sama jumlah distilat yang dihasilkan adalah sama. *Operating time* yang semakin meningkat menghasilkan suhu yang meningkat dan, jumlah distilat yang dihasilkan semakin banyak, hal ini dapat dilihat pada **Gambar IV.12** dan **Gambar IV.13**.



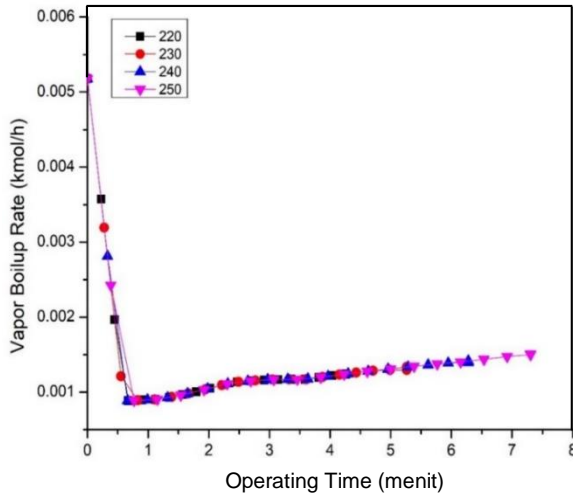
Gambar IV.12 Hubungan Massa Distilat terhadap *Operating Time* pada Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg



Gambar IV.13 Hubungan Massa Distilat terhadap *Operating Time* pada Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg
 Kecenderungan lama waktu distilasi (*operating time*) pada distilasi batch vakum sama halnya yang terjadi pada distilasi batch atmosferik, yakni semakin lama *operating time* semakin bertambah massa yang terdistilasi.



Gambar IV.14 Hubungan *Vapor Boilup Rate* dengan *Operating Time* pada Distilasi Batch Vakum dengan tekanan 100 mmHg

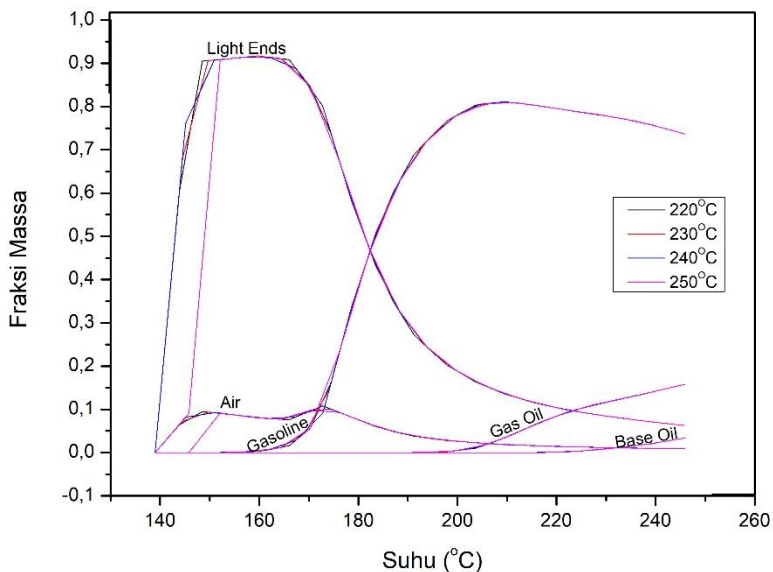


Gambar IV.15 Hubungan *Vapor Boilup Rate* dengan *Operating Time* pada Distilasi Batch Vakum dengan tekanan 200 mmHg

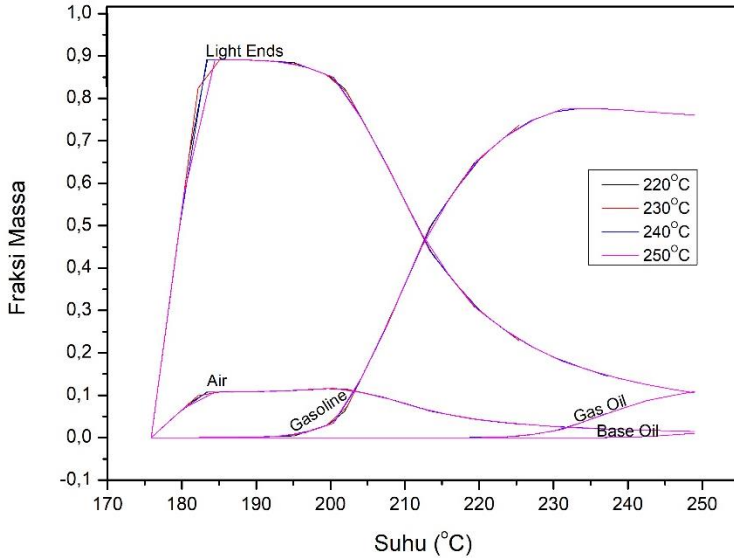
Untuk mendapatkan kondisi *steady state* pada *initial startup*, dilakukan penguapan secara terus-menerus agar terdapat uap yang cukup untuk memenuhi kolom, hal ini menyebabkan besarnya beban penguapan. Hal ini bisa dilihat pada **Gambar IV.14** dan **Gambar IV.15**. Pada tekanan yang lebih rendah yakni 100 mmHg, laju penguapan lebih besar dibandingkan pada tekanan 200 mmHg karena penguapan komponen terjadi lebih banyak dan juga *operating time* yang dibutuhkan pada tekanan 100 mmHg lebih lama karena lebih banyak komponen yang dapat teruapkan pada tekanan tersebut. Pada kedua variabel tekanan terjadi penurunan laju penguapan di awal berjalannya distilasi batch setelah kondisi *steady state* tercapai.

Komponen dengan titik didih rendah teruapkan di awal distilasi batch. Setelah itu laju penguapan akan kembali naik apabila fraksi yang memiliki titik didih rendah sudah banyak yang teruapkan, kemudian laju penguapan akan meningkat secara bertahap dikarenakan seiring dengan berjalannya waktu maka suhu pemanasan akan semakin meningkat, sehingga menyebabkan fraksi yang memiliki titik didih yang lebih tinggi akan mulai

teruapkan secara bertahap sesuai dengan titik didihnya akibat pemanasan pada pot. Hal ini dapat dibuktikan melalui **Gambar IV.16** dan **Gambar IV.17**.



Gambar IV.16 Hubungan Fraksi Massa Komponen pada Distilat dengan Kenaikan Suhu Pot pada Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg

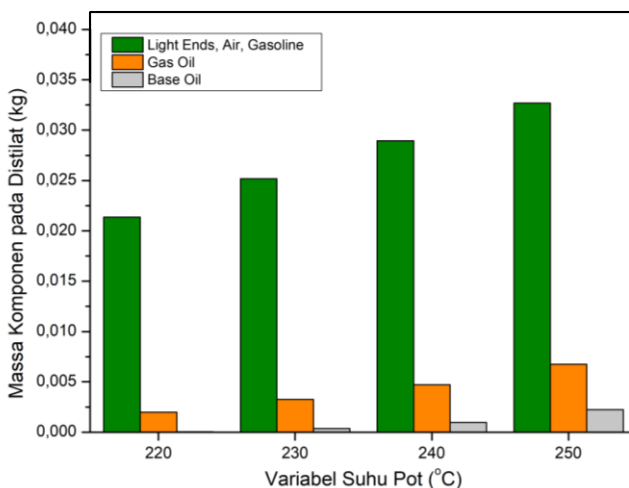


Gambar IV.17 Hubungan Fraksi Massa Komponen pada Distilat dengan Kenaikan Suhu Pot pada Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg

Pada suhu 182,5, light ends dan air memiliki fraksi yang paling besar. Pada distilat. Seiring berjalannya meningkatnya suhu pot, fraksi massa light ends dan air pada distilat semakin menurun karena komponen light ends dan air banyak yang teruapkan di awal distilasi berlangsung. Dengan meningkatnya suhu pot dan semakin lama *operating time*, komposisi gasoline dan gas oil meningkat pada distilat.

Tabel IV.8 Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Distilat Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg

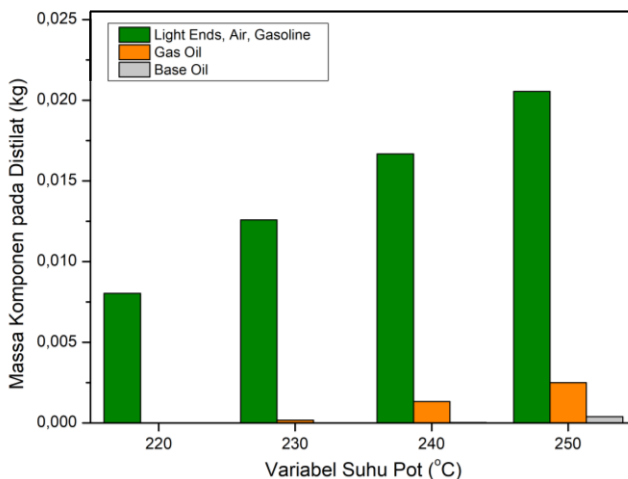
Suhu Pot	220 °C		230 °C		240 °C		250 °C	
Komponen	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa
Light ends	0,0024	0,1037	0,0024	0,0842	0,0024	0,0700	0,0024	0,0581
Air	0,0003	0,0144	0,0003	0,0117	0,0003	0,0097	0,0003	0,0081
Gasoline	0,0186	0,7957	0,0224	0,7786	0,0262	0,7559	0,0299	0,7181
Gas oil	0,0020	0,0846	0,0033	0,1130	0,0047	0,1360	0,0067	0,1619
Base oil	0,0000	0,0017	0,0004	0,0126	0,0010	0,0284	0,0022	0,0537
Total	0,0234	1	0,0288	1	0,0346	1	0,0417	1



Gambar IV.18 Massa Komponen pada Distilat di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg

Tabel IV.9 Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Distilat Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg

Suhu Pot	220 °C		230 °C		240 °C		250 °C	
Komponen	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa
Light ends	0,0024	0,2972	0,0024	0,1885	0,0024	0,1340	0,0024	0,1033
Air	0,0003	0,0421	0,0003	0,0263	0,0003	0,0186	0,0003	0,0143
Gasoline	0,0053	0,6607	0,0098	0,7713	0,0139	0,7720	0,0178	0,7591
Gas oil	0,0000	0,0001	0,0002	0,0139	0,0013	0,0741	0,0025	0,1068
Base oil	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0013	0,0004	0,0165
Total	0,0080	1	0,0127	1	0,0180	1	0,0234	1



Gambar IV.19 Massa Komponen pada Distilat di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg

Berdasarkan massa distilat yang didapat dengan menggunakan variabel suhu dan tekanan yang berbeda, didapatkan kecenderungan bahwa semakin rendah tekanan akan mengakibatkan semakin banyak distilat yang didapatkan, dimana pada suhu yang lebih tinggi fraksi yang lebih berat akan lebih banyak terdistilasi dibandingkan pada suhu yang lebih rendah. Hal ini tentunya berakibat pada jumlah base oil yang tersisa di produk.

Tabel IV.10 Massa dalam dan Fraksi Massa kg pada Holdup
Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg

Suhu Pot	220 °C		230 °C		240 °C		250 °C	
Komponen	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa
Light ends	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Air	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Gasoline	0,0001	0,0483	0,0001	0,0331	0,0001	0,0270	0,0001	0,0196
Gas oil	0,0004	0,1626	0,0002	0,0776	0,0002	0,0657	0,0001	0,0559
Base oil	0,0021	0,7891	0,0023	0,8867	0,0024	0,8972	0,0024	0,9056
Total	0,0026	1	0,0026	1	0,0026	1	0,0026	1

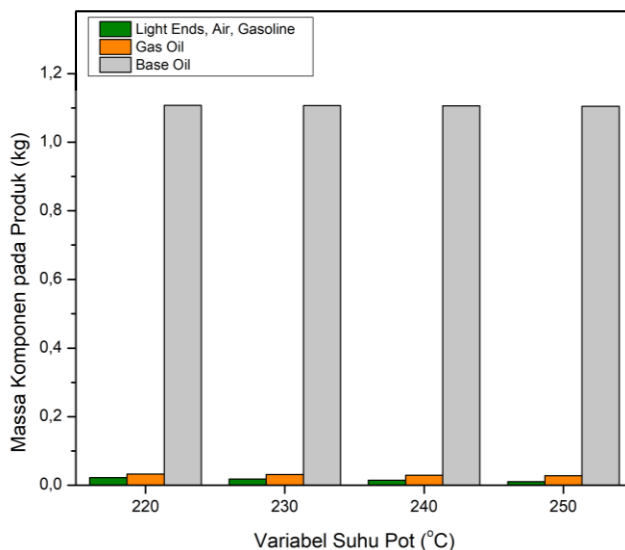
Tabel IV.11 Massa dalam dan Fraksi Massa kg pada Holdup
Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg

Suhu Pot	220 °C		230 °C		240 °C		250 °C	
Komponen	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa
Light ends	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Air	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Gasoline	0,0016	0,6335	0,0005	0,2009	0,0001	0,0483	0,0001	0,0319
Gas oil	0,0004	0,1795	0,0008	0,3279	0,0004	0,1540	0,0001	0,0592
Base oil	0,0005	0,1870	0,0012	0,4805	0,0021	0,8228	0,0023	0,9333
Total	0,0025	1	0,0025	1	0,0026	1	0,0026	1

Dapat diperhatikan pada tabel bahwa pada semua variabel suhu dan tekanan, nilai dari Holdup adalah sama. Hal ini disebabkan karena pada awal memasukkan data, telah di-input jumlah dari total holdup pada kolom. Namun dapat diperhatikan bahwa perbedaan dari setiap variabel suhu dan tekanan terletak pada jumlah dari masing masing komponen yang terdapat pada holdup. Semakin tinggi suhu maka semakin banyak komponen dengan titik didih yang lebih tinggi yang terdapat pada holdup. Hal ini berlaku juga pada tekanan yang lebih rendah, karena pada suhu yang lebih tinggi dan tekanan yang lebih rendah, makin banyak komponen dengan titik didih yang lebih tinggi yang teruapkan.

Tabel IV.12 Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Produk Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 100 mmHg

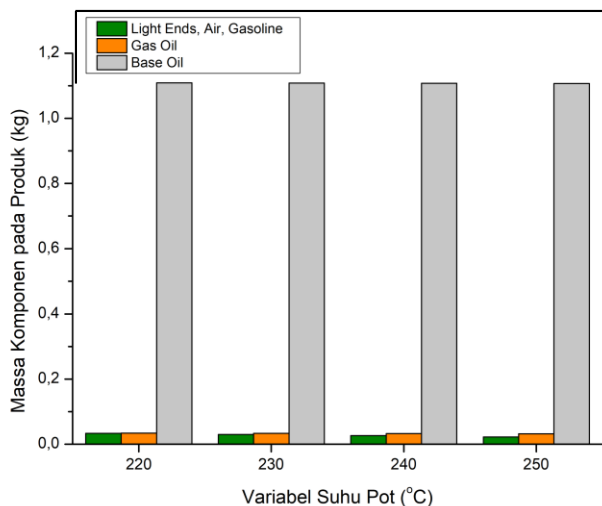
Suhu Pot	220 °C		230 °C		240 °C		250 °C	
Komponen	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa
Light ends	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Air	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Gasoline	0,0219	0,0188	0,0181	0,0156	0,0144	0,0124	0,0106	0,0092
Gas oil	0,0323	0,0278	0,0312	0,0268	0,0297	0,0256	0,0277	0,0238
Base oil	1,1074	0,9534	1,1068	0,9529	1,1062	0,9524	1,1049	0,9513
Total	1,1615	1	1,1561	1	1,1503	1	1,1432	1



Gambar IV.20 Massa Komponen pada Produk di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Vakum dengan Tekanan 100 mmHg

Tabel IV.13 Massa dalam kg dan Fraksi Massa pada Produk Distilasi Batch Vakum dengan Tekanan 200 mmHg

Suhu Pot	220 °C		230 °C		240 °C		250 °C	
Komponen	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa
Light ends	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Air	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Gasoline	0,0337	0,0287	0,0303	0,0257	0,0266	0,0226	0,0227	0,0193
Gas oil	0,0341	0,0290	0,0336	0,0285	0,0329	0,0279	0,0319	0,0271
Base oil	1,1091	0,9423	1,1084	0,9417	1,1075	0,9410	1,1069	0,9404
Total	1,1770	1	1,1723	1	1,1669	1	1,1615	1



Gambar IV.21 Massa Komponen pada Produk di Berbagai Variabel Suhu Pot pada Kolom Distilasi Vakum dengan Tekanan 200 mmHg

Berdasarkan hasil produk sesuai pada **Tabel IV.12** dan **Tabel IV.13** maka dipilihlah kondisi operasi yang terbaik pada distilasi batch vakum ini adalah pada tekanan 100 mmHg dengan suhu pot 220 °C. Pada suhu dan tekanan tersebut, %*removal* dari tlight ends dan air sebesar 100%. Namun masih terdapat gasoline dan gas oil yang belum terdistilasi, dimana massa gasoline pada

produk sebesar 0,0219 kg (fraksi massa pada produk sebesar 0,0188), massa gas oil sebesar 0,0323 kg (fraksi massa pada produk sebesar 0,0278). Base oil yang terkandung dalam produk memiliki jumlah yang cukup besar apabila dibandingkan dengan variabel suhu dan tekanan yang lain, yakni sebesar 1,1074 kg (fraksi massa pada produk 0,9534). Total penghilangan fraksi ringan (light ends, air, gasoline dan gas oil) dengan dua kondisi operasi terbaik yang ditetapkan pada distilasi batch atmosferik dan distilasi batch vakum sebesar 59,71% (fraksi ringan pada produk/fraksi ringan pada *feed*). Pemisahan yang terjadi sesuai dengan literatur bahwa *%removal* yang didapatkan tidak akan 100% karena pemisahan yang terjadi merupakan pemisahan hidrokarbon yang memiliki banyak komponen dan tidak adanya penjagaan suhu pemanasan pada nilai tertentu. Serta distilasi yang digunakan merupakan distilasi batch skala laboratorium.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1 Kesimpulan

Berdasarkan penelitian yang dilakukan, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut,

1. Simulasi proses batch distilasi atmosferik dilanjutkan distilasi vakum pengolahan minyak pelumas bekas dapat dilakukan dengan menggunakan *software* Aspen Batch Modeler dengan konfigurasi *pot+overhead condenser* pada distilasi atmosferik dan *batch distillation* pada distilasi vakum. *Heat duty* dari *jacketed heater* 500 W, diameter still pot 166 mm dan kapasitas still pot 2 liter.
2. Didapatkan kondisi operasi terbaik untuk menghilangkan light ends, air, dan gasoline dengan % removal komponen fraksi ringan terbanyak tanpa penghilangan produk base oil yang signifikan pada suhu pot 220 °C dan tekanan kondensor 1,0132 bar dengan %removal light ends, air dan gasoline yang dihasilkan sebesar 22,17% (0,0124 kg) dan sisa fraksi ringan tersisa pada base oil sebesar 0,0434 kg (fraksi massa 0,0365 pada produk).
3. Didapatkan kondisi operasi terbaik untuk menghilangkan gas oil dan sisa fraksi ringan yang masih ada pada produk distilasi atmosferik dengan %removal komponen fraksi ringan terbanyak tanpa penghilangan produk base oil yang signifikan sebagai berikut pada tekanan kondensor 100 mmHg dan suhu pot 220 °C dengan %removal light ends, air, gasoline, dan gas oil sebesar 29,94 % dan base oil yang dihasilkan pada produk sebesar 1,1074 kg (fraksi massa 0,9534) dan sisa fraksi ringan dan gas oil tersisa pada base oil sebesar 0,0233 kg (fraksi massa 0,0497 pada produk).

V.2 SARAN

Saran yang dapat diberikan pada penelitian ini untuk kedepannya antara lain,

1. Mencoba menggunakan program simulasi batch yang lain untuk dapat mengetahui suhu uap yang dihasilkan dari pemanasan pot dan *equilibration time* dari distilasi batch agar didapatkan *total batch time*.
2. Memvariasikan variabel selain suhu dan tekanan jika simulasi tidak berpatokan pada alat yang sudah ada.

DAFTAR PUSTAKA

- Awaja, F., dan Pavel, D. 2006. *Design Aspect of Used Lubricating Oil Re-Refining*. Amsterdam: Elsevier.
- Bruun, J.H., dan Schickltanz, S.T. 1936. Laboratory Rectifying Stills of Glass. *Publication of the National Bureau of Standards*, 7(2), 882-851.
- Chen, Chyun,-C., dan Mathias, P.M. 2002. Applied Thermodynamics for Process Modeling. *AIChE Journal*, 48(2), 194-200.
- Coker, A.K. 2010. *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Fourth Edition*. Oxford: Gulf Professional Publishing.
- Dimian, A.C., Bildea, C.S., dan Kiss, A.A. 2014. *Integrated Design and Simulation of Chemical Processes*. Poland: Elsevier.
- Diwekar, U. 2012. *Batch Distillation Simulation, Optimal Design and Control*. Boca Raton: CRC Press.
- Gorak, A., dan Sorensen, E. 2014. *Distillation Fundamentals and Principles*. Oxford: Academic Press.
- Hall, S. 2012. *Rules of Thumb for Chemical Engineers, 5th Edition*. Oxford: Butterworth-Heinemann.
- Mensah, H., dan Brown. 2015. Re-Refining and Recycling of Used Lubricating Oil: An Option for Foreign Exchange and Natural Resource Conservation in Ghana. *ARPJ Journal of Engineering and Applied Science*, 10(2), 797-801.
- Krell, E. 1982. *Handbook of Laboratory Distillation*. London: Elsevier.
- Kubarewicz, S., dan Mikucki, W.J. 1983. *Feasibility of Department of Defense Used Lubricating Oil Re-Refining*. United States of America: US Army Corps of Engineering.
- Luyben, W.L. 2006. *Distillation Design and Control Using ASPEN Simulation*. New Jersey : John Wiley & Sons.

- Mara, I.M., dan Kurniawan, A. 2015. Analisa Pemurnian Minyak Pelumas Bekas Dengan Metode Acid dan Clay. *Dinamika Teknik Mesin*, 5(2), 106-112.
- Mohammed, R.R., Ibrahim, I.A.R., Taha, A.H., dan McKay, G. 2013. Waste Lubricating Oil Treatment by Extraction and Adsorption. *Chemical Engineering*, 220, 343-351.
- Reid, L.E., Yao, K.C., dan Ryan, D.G. 1983. *U.S Patent No.4,512,878*. Washington, DC: U.S. Patent and Trademark Office.
- Republik Indonesia, 2014. Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 101 Tahun 2014 tentang *Pengelolaan Limbah Berbahaya dan Beracun*.
- Sequeira, A.Jr. 1994. *Lubricant Base Oil and Wax Processing*. New York : Marcel Dekker, Inc.
- Speight, J.G., dan Exall, D.I. 2014. *Refining Used Lubricating Oils*. Boca Raton: CRC Press.
- Srivastava, S.P. 2014. *Development in Lubricant Technology*. New Jersey: Wiley.
- Taifan, G.S.P., dan Putra, D.N. 2016. *Simulasi Pemisahan Minyak Pelumas Bekas Menjadi Minyak Pelumas Mentah*. Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya, Indonesia.
- Yash, M.P. 2015. Re-refining of Used Lubricating Oil. *International Journal of Scientific & Engineering Research*, 6(3), 329-332.

APPENDIKS

A. Distilasi Batch Atmosferik

Tabel A.1 Hasil Simulasi Akumulasi Massa Distilat terhadap Kenaikan Suhu Pot

190 °C			200 °C		
Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot	Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot
kg	%	°C	kg	%	°C
0,00000	0,00	125,734	0,0000	0,00	125,734
0,00058	6,41	129,214	0,0007	6,52	129,783
0,00116	12,77	132,689	0,0013	12,85	133,813
0,00169	18,73	136,128	0,0020	18,92	137,815
0,00223	24,62	139,564	0,0026	24,73	141,804
0,00274	30,28	142,99	0,0032	30,45	145,787
0,00324	35,85	146,412	0,0037	35,99	149,759
0,00374	41,30	149,825	0,0043	41,38	153,714
0,00422	46,62	153,226	0,0048	46,64	157,657
0,00469	51,81	156,615	0,0054	51,83	161,591
0,00515	56,94	159,999	0,0059	56,94	165,512
0,00561	62,06	163,381	0,0064	61,86	169,407
0,00606	66,97	166,737	0,0069	66,76	173,302
0,00649	71,80	170,085	0,0074	71,66	177,19
0,00693	76,63	173,432	0,0079	76,38	181,022
0,00737	81,47	176,78	0,0084	81,09	184,852
0,00779	86,11	180,073	0,0089	85,81	188,681
0,00821	90,76	183,367	0,0094	90,53	192,477
0,00863	95,39	186,658	0,0097	93,96	195,227

0,00894	98,86	189,117	0,0097	93,96	195,227
0,00905	100	190,001	0,0104	100	200,005

210 °C			220 °C		
Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot	Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot
kg	%	°C	kg	%	°C
0,0000	0,00	125,727	0,0000	0,00	124,994
0,0008	6,60	130,345	0,0008	5,99	130,278
0,0015	12,93	134,93	0,0016	12,16	135,48
0,0022	19,00	139,49	0,0024	18,22	140,647
0,0029	24,82	144,036	0,0032	24,06	145,8
0,0036	30,48	148,569	0,0039	29,75	150,939
0,0042	35,99	153,087	0,0046	35,14	156,042
0,0048	41,31	157,584	0,0053	40,48	161,136
0,0054	46,58	162,071	0,0060	45,65	166,202
0,0060	51,69	166,535	0,0067	50,68	171,244
0,0066	56,67	170,976	0,0073	55,70	176,283
0,0072	61,64	175,418	0,0079	60,51	181,244
0,0078	66,48	179,81	0,0086	65,33	186,202
0,0083	71,25	184,179	0,0092	70,14	191,132
0,0089	76,03	188,546	0,0098	74,96	196,023
0,0094	80,81	192,876	0,0105	79,79	200,878
0,0100	85,60	197,178	0,0111	84,62	205,732
0,0105	90,40	201,453	0,0118	89,64	210,525
0,0111	95,20	205,728	0,0124	94,79	215,274
0,0113	96,97	207,301	0,0129	98,36	218,518
0,0117	100	210,003	0,0131	100	220,002

$$\% \text{ Massa Terdistilasi} = \frac{\text{Massa Distilat Suhu} \times}{\text{Massa Distilat Suhu Akhir}} \times 100\%$$

Tabel A.2 Massa Setiap Komponen pada Distilat terhadap Kenaikan Suhu Pot (°C) dan *Operating Time* (menit) pada Setiap Variabel Suhu Akhir Pot

190 °C		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	125,73	0	0	0	0	0
0,3200	129,21	0,0002	0,0001	0,0001	2E-06	0
0,6401	132,69	0,0006	0,0003	0,0003	8E-06	2E-06
0,9601	136,13	0,0008	0,0004	0,0004	1E-05	4E-06
1,2802	139,56	0,0011	0,0005	0,0006	2E-05	6E-06
1,6002	142,99	0,0014	0,0006	0,0007	2E-05	8E-06
1,9203	146,41	0,0016	0,0007	0,0009	3E-05	1E-05
2,2403	149,83	0,0018	0,0008	0,0010	4E-05	1E-05
2,5604	153,23	0,0020	0,0009	0,0012	5E-05	2E-05
2,8804	156,62	0,0022	0,0010	0,0014	5E-05	2E-05
3,2005	160	0,0024	0,0010	0,0016	6E-05	3E-05
3,5205	163,38	0,0026	0,0011	0,0017	7E-05	3E-05
3,8405	166,74	0,0028	0,0012	0,0019	8E-05	4E-05
4,1606	170,09	0,0030	0,0012	0,0021	1E-04	4E-05
4,4806	173,43	0,0032	0,0013	0,0023	0,0001	5E-05
4,8007	176,78	0,0033	0,0013	0,0025	0,0001	6E-05
5,1207	180,07	0,0035	0,0014	0,0027	0,0001	7E-05
5,4408	183,37	0,0037	0,0014	0,0029	0,0001	8E-05
5,7608	186,66	0,0038	0,0015	0,0031	0,0002	9E-05
6,0809	189,12	0,0039	0,0015	0,0033	0,0002	0,0001
6,9093	190	0,0040	0,0015	0,0033	0,0002	0,0001

200 °C		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	125,734	0	0	0	0	0
0,3724	129,783	0,0002	0,0001	0,0001	3E-06	0
0,7447	133,813	0,0007	0,0003	0,0003	1E-05	3E-06
1,1170	137,815	0,0010	0,0005	0,0005	2E-05	5E-06
1,4894	141,804	0,0013	0,0006	0,0007	2E-05	7E-06
1,8617	145,787	0,0015	0,0007	0,0009	3E-05	1E-05
2,2341	149,759	0,0018	0,0008	0,0010	4E-05	1E-05
2,6065	153,714	0,0021	0,0009	0,0012	5E-05	2E-05
2,9788	157,657	0,0023	0,0010	0,0014	6E-05	2E-05
3,3511	161,591	0,0025	0,0011	0,0017	7E-05	3E-05
3,7235	165,512	0,0028	0,0012	0,0019	8E-05	3E-05
4,0958	169,407	0,0030	0,0012	0,0021	9E-05	4E-05
4,4682	173,302	0,0032	0,0013	0,0023	0,0001	5E-05
4,8405	177,190	0,0034	0,0013	0,0025	0,0001	6E-05
5,2129	181,022	0,0035	0,0014	0,0028	0,0001	7E-05
5,5852	184,852	0,0037	0,0014	0,0030	0,0002	9E-05
5,9576	188,681	0,0039	0,0015	0,0032	0,0002	0,0001
6,3299	192,477	0,0040	0,0015	0,0035	0,0002	0,0001
6,7022	195,227	0,0042	0,0016	0,0037	0,0002	0,0001
7,0746	195,227	0,0042	0,0016	0,0037	0,0002	0,0001
7,8809	200,005	0,0043	0,0016	0,0040	0,0002	0,0002

210 °C		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	125,727	0	0	0	0	0
0,4247	130,345	0,0003	0,0001	0,0001	4E-06	1E-06

0,8493	134,930	0,0008	0,0004	0,0004	1E-05	3E-06
1,2740	139,490	0,0011	0,0005	0,0006	2E-05	5E-06
1,6986	144,036	0,0014	0,0007	0,0008	3E-05	8E-06
2,1233	148,569	0,0017	0,0008	0,0010	4E-05	1E-05
2,5479	153,087	0,0020	0,0009	0,0012	5E-05	2E-05
2,9726	157,584	0,0023	0,0010	0,0014	6E-05	2E-05
3,3972	162,071	0,0026	0,0011	0,0017	7E-05	3E-05
3,8219	166,535	0,0028	0,0012	0,0019	8E-05	4E-05
4,2465	170,976	0,0031	0,0012	0,0022	1E-04	5E-05
4,6712	175,418	0,0033	0,0013	0,0024	0,0001	6E-05
5,0958	179,810	0,0035	0,0014	0,0027	0,0001	7E-05
5,5205	184,179	0,0037	0,0014	0,0030	0,0002	8E-05
5,9451	188,546	0,0039	0,0015	0,0032	0,0002	0,0001
6,3698	192,876	0,0041	0,0015	0,0035	0,0002	0,0001
6,7944	197,178	0,0042	0,0016	0,0038	0,0002	0,0001
7,2191	201,453	0,0044	0,0016	0,0041	0,0003	0,0002
7,6437	205,728	0,0046	0,0016	0,0044	0,0003	0,0002
8,0684	207,301	0,0046	0,0017	0,0045	0,0003	0,0002
8,8457	210,003	0,0047	0,0017	0,0047	0,0003	0,0002

220 °C		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	124,994	0	0	0	0	0
0,4816	130,278	0,0003	0,0002	0,0001	4E-06	1E-06
0,9633	135,480	0,0008	0,0004	0,0004	1E-05	3E-06
1,4449	140,647	0,0012	0,0006	0,0006	2E-05	6E-06
1,9265	145,800	0,0015	0,0007	0,0009	3E-05	1E-05
2,4082	150,939	0,0019	0,0008	0,0011	4E-05	1E-05
2,8898	156,042	0,0022	0,001	0,0014	5E-05	2E-05
3,3715	161,136	0,0025	0,0011	0,0016	7E-05	3E-05
3,8531	166,202	0,0028	0,0012	0,0019	8E-05	4E-05

4,3348	171,244	0,0031	0,0012	0,0022	1E-04	5E-05
4,8164	176,283	0,0033	0,0013	0,0025	0,0001	6E-05
5,2981	181,244	0,0036	0,0014	0,0028	0,0001	7E-05
5,7797	186,202	0,0038	0,0015	0,0031	0,0002	9E-05
6,2613	191,132	0,004	0,0015	0,0034	0,0002	0,0001
6,7430	196,023	0,0042	0,0016	0,0037	0,0002	0,0001
7,2246	200,878	0,0044	0,0016	0,0041	0,0002	0,0002
7,7063	205,732	0,0046	0,0016	0,0044	0,0003	0,0002
8,1879	210,525	0,0047	0,0017	0,0048	0,0003	0,0002
8,6695	215,274	0,0049	0,0017	0,0052	0,0004	0,0003
9,1512	218,518	0,005	0,0017	0,0054	0,0004	0,0003
9,5632	220,002	0,005	0,0017	0,0056	0,0004	0,0004

Tabel A.3 Konsentrasi (Fraksi Mol) pada *Pot Liquid* dan *Distillate Receiver*

Variabel suhu akhir pot 190 °C pada pot liquid						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	125,734	0,0385	0,0430	0,0855	0,0396	0,7934
0,3200	129,214	0,0372	0,0402	0,0855	0,0398	0,7973
0,6401	132,689	0,0359	0,0374	0,0856	0,0400	0,8012
0,9601	136,128	0,0346	0,0350	0,0856	0,0401	0,8046
1,2802	139,564	0,0334	0,0327	0,0856	0,0403	0,8080
1,6002	142,990	0,0322	0,0306	0,0855	0,0405	0,8111
1,9203	146,412	0,0311	0,0287	0,0854	0,0406	0,8142
2,2403	149,825	0,0300	0,0269	0,0853	0,0407	0,8171
2,5604	153,226	0,0289	0,0252	0,0852	0,0409	0,8198
2,8804	156,615	0,0279	0,0237	0,0850	0,0410	0,8224
3,2005	159,999	0,0269	0,0223	0,0848	0,0411	0,8249
3,5205	163,381	0,0259	0,0209	0,0846	0,0412	0,8274
3,8405	166,737	0,0250	0,0197	0,0844	0,0413	0,8296

4,1606	170,085	0,0241	0,0186	0,0842	0,0414	0,8318
4,4806	173,432	0,0232	0,0174	0,0839	0,0415	0,8339
4,8007	176,780	0,0224	0,0163	0,0837	0,0416	0,8361
5,1207	180,073	0,0216	0,0154	0,0834	0,0417	0,8379
5,4408	183,367	0,0208	0,0146	0,0831	0,0417	0,8398
5,7608	186,658	0,0201	0,0138	0,0827	0,0418	0,8416
6,0809	189,117	0,0195	0,0131	0,0825	0,0419	0,8430

Variabel suhu akhir pot 190 °C pada distillate receiver

Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	125,734	0	0	0	0	0
0,3200	129,214	0,1641	0,3304	0,0382	0,0005	0,0001
0,6401	132,689	0,3082	0,6186	0,0721	0,0010	0,0002
0,9601	136,128	0,3117	0,6116	0,0754	0,0011	0,0002
1,2802	139,564	0,3151	0,6047	0,0788	0,0012	0,0003
1,6002	142,99	0,3181	0,5980	0,0823	0,0013	0,0003
1,9203	146,412	0,3211	0,5914	0,0858	0,0014	0,0003
2,2403	149,825	0,3238	0,5849	0,0894	0,0015	0,0004
2,5604	153,226	0,3263	0,5787	0,0930	0,0017	0,0004
2,8804	156,615	0,3284	0,5726	0,0967	0,0018	0,0005
3,2005	159,999	0,3306	0,5666	0,1003	0,0019	0,0006
3,5205	163,381	0,3326	0,5607	0,1040	0,0021	0,0006
3,8405	166,737	0,3342	0,5552	0,1076	0,0022	0,0007
4,1606	170,085	0,3357	0,5499	0,1112	0,0024	0,0008
4,4806	173,432	0,3372	0,5445	0,1148	0,0026	0,0009
4,8007	176,78	0,3386	0,5392	0,1184	0,0027	0,0010
5,1207	180,073	0,3395	0,5344	0,1221	0,0029	0,0011
5,4408	183,367	0,3404	0,5295	0,1257	0,0031	0,0012
5,7608	186,658	0,3413	0,5247	0,1293	0,0033	0,0014
6,0809	189,117	0,3419	0,5211	0,1320	0,0035	0,0015

Variabel suhu akhir pot 200 °C pada pot liquid						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	125,734	0,0385	0,0430	0,0855	0,0396	0,7934
0,3724	129,783	0,0370	0,0397	0,0855	0,0398	0,7980
0,7447	133,813	0,0355	0,0366	0,0856	0,0400	0,8023
1,1170	137,815	0,0340	0,0338	0,0856	0,0402	0,8063
1,4894	141,804	0,0327	0,0314	0,0855	0,0404	0,8101
1,8617	145,787	0,0313	0,0290	0,0854	0,0406	0,8137
2,2341	149,759	0,0300	0,0269	0,0853	0,0407	0,8170
2,6065	153,714	0,0288	0,0250	0,0852	0,0409	0,8202
2,9788	157,657	0,0276	0,0233	0,0850	0,0410	0,8232
3,3511	161,591	0,0264	0,0216	0,0847	0,0411	0,8260
3,7235	165,512	0,0253	0,0201	0,0845	0,0413	0,8288
4,0958	169,407	0,0243	0,0188	0,0842	0,0414	0,8313
4,4682	173,302	0,0233	0,0175	0,0839	0,0415	0,8338
4,8405	177,190	0,0223	0,0162	0,0836	0,0416	0,8363
5,2129	181,022	0,0214	0,0152	0,0833	0,0417	0,8385
5,5852	184,852	0,0205	0,0142	0,0829	0,0418	0,8406
5,9576	188,681	0,0196	0,0132	0,0825	0,0419	0,8428
6,3299	192,477	0,0188	0,0124	0,0821	0,0419	0,8448
6,7022	195,227	0,0182	0,0117	0,0819	0,0420	0,8462
7,0746	195,227	0,0182	0,0117	0,0819	0,0420	0,8462

Variabel suhu akhir pot 200 °C pada distillate receiver						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	125,734	0	0	0	0	0
0,3724	129,783	0,1910	0,3844	0,0445	0,0006	0,0001
0,7447	133,813	0,3093	0,6163	0,0732	0,0010	0,0002
1,1170	137,815	0,3134	0,6081	0,0771	0,0011	0,0002
1,4894	141,804	0,3171	0,6003	0,0811	0,0013	0,0003
1,8617	145,787	0,3206	0,5926	0,0851	0,0014	0,0003
2,2341	149,759	0,3237	0,5851	0,0893	0,0015	0,0004
2,6065	153,714	0,3266	0,5778	0,0935	0,0017	0,0004
2,9788	157,657	0,3291	0,5707	0,0978	0,0018	0,0005
3,3511	161,591	0,3315	0,5638	0,1021	0,0020	0,0006
3,7235	165,512	0,3337	0,5571	0,1063	0,0022	0,0007
4,0958	169,407	0,3354	0,5509	0,1105	0,0024	0,0008
4,4682	173,302	0,3371	0,5447	0,1147	0,0026	0,0009
4,8405	177,19	0,3387	0,5386	0,1189	0,0028	0,0010
5,2129	181,022	0,3398	0,5330	0,1231	0,0030	0,0011
5,5852	184,852	0,3408	0,5274	0,1273	0,0032	0,0013
5,9576	188,681	0,3418	0,5217	0,1316	0,0035	0,0014
6,3299	192,477	0,3426	0,5163	0,1358	0,0037	0,0016
6,7022	195,227	0,3431	0,5123	0,1389	0,0039	0,0018
7,0746	195,227	0,3431	0,5123	0,1389	0,0039	0,0018

Variabel suhu akhir pot 210 °C pada pot liquid						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	125,727	0,0385	0,0430	0,0855	0,0396	0,7934
0,4247	130,345	0,0368	0,0393	0,0855	0,0399	0,7986
0,8493	134,930	0,0351	0,0358	0,0856	0,0401	0,8034
1,2740	139,490	0,0334	0,0327	0,0856	0,0403	0,8080
1,6986	144,036	0,0319	0,0300	0,0855	0,0405	0,8121
2,1233	148,569	0,0304	0,0275	0,0854	0,0407	0,8160

2,5479	153,087	0,0290	0,0253	0,0852	0,0409	0,8197
2,9726	157,584	0,0276	0,0233	0,0850	0,0410	0,8231
3,3972	162,071	0,0263	0,0214	0,0847	0,0412	0,8264
3,8219	166,535	0,0251	0,0197	0,0844	0,0413	0,8295
4,2465	170,976	0,0239	0,0183	0,0841	0,0414	0,8323
4,6712	175,418	0,0227	0,0168	0,0838	0,0416	0,8352
5,0958	179,810	0,0217	0,0155	0,0834	0,0417	0,8378
5,5205	184,179	0,0206	0,0144	0,0830	0,0418	0,8402
5,9451	188,546	0,0196	0,0133	0,0826	0,0419	0,8427
6,3698	192,876	0,0187	0,0123	0,0821	0,0419	0,8450
6,7944	197,178	0,0178	0,0114	0,0816	0,0420	0,8472
7,2191	201,453	0,0170	0,0105	0,0811	0,0421	0,8493
7,6437	205,728	0,0161	0,0097	0,0806	0,0422	0,8514
8,0684	207,301	0,0158	0,0094	0,0804	0,0422	0,8522

Variabel suhu akhir pot 210 °C pada distillate receiver						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	125,727	0	0	0	0	0
0,4247	130,345	0,2178	0,4384	0,0507	0,0007	0,0001
0,8493	134,93	0,3104	0,6140	0,0743	0,0011	0,0002
1,2740	139,49	0,3150	0,6048	0,0787	0,0012	0,0003
1,6986	144,036	0,3190	0,5960	0,0833	0,0013	0,0003
2,1233	148,569	0,3228	0,5873	0,0880	0,0015	0,0004
2,5479	153,087	0,3261	0,5790	0,0928	0,0016	0,0004
2,9726	157,584	0,3290	0,5709	0,0977	0,0018	0,0005
3,3972	162,071	0,3318	0,5630	0,1026	0,0020	0,0006
3,8219	166,535	0,3341	0,5555	0,1074	0,0022	0,0007
4,2465	170,976	0,3361	0,5485	0,1122	0,0025	0,0008
4,6712	175,418	0,3380	0,5414	0,1170	0,0027	0,0009
5,0958	179,81	0,3394	0,5348	0,1218	0,0029	0,0011
5,5205	184,179	0,3406	0,5284	0,1266	0,0032	0,0013
5,9451	188,546	0,3417	0,5220	0,1314	0,0034	0,0014

6,3698	192,876	0,3426	0,5157	0,1363	0,0037	0,0016
6,7944	197,178	0,3432	0,5096	0,1412	0,0041	0,0019
7,2191	201,453	0,3436	0,5036	0,1462	0,0044	0,0022
7,6437	205,728	0,3440	0,4976	0,1512	0,0047	0,0024
8,0684	207,301	0,3442	0,4954	0,1530	0,0049	0,0025

Variabel suhu akhir pot 220 °C pada pot liquid						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	124,994	0,0385	0,0430	0,0855	0,0396	0,7934
0,4816	130,278	0,0367	0,0392	0,0855	0,0399	0,7987
0,9633	135,480	0,0349	0,0355	0,0856	0,0401	0,8040
1,4449	140,647	0,0330	0,0321	0,0855	0,0404	0,8090
1,9265	145,800	0,0313	0,0290	0,0854	0,0406	0,8137
2,4082	150,939	0,0296	0,0263	0,0853	0,0408	0,8181
2,8898	156,042	0,0281	0,0240	0,0850	0,0410	0,8219
3,3715	161,136	0,0266	0,0218	0,0848	0,0411	0,8257
3,8531	166,202	0,0251	0,0199	0,0844	0,0413	0,8293
4,3348	171,244	0,0238	0,0182	0,0841	0,0414	0,8325
4,8164	176,283	0,0225	0,0165	0,0837	0,0416	0,8358
5,2981	181,244	0,0213	0,0152	0,0832	0,0417	0,8386
5,7797	186,202	0,0202	0,0139	0,0828	0,0418	0,8414
6,2613	191,132	0,0191	0,0127	0,0823	0,0419	0,8441
6,7430	196,023	0,0180	0,0116	0,0817	0,0420	0,8466
7,2246	200,878	0,0171	0,0107	0,0812	0,0421	0,8490
7,7063	205,732	0,0161	0,0097	0,0806	0,0422	0,8514
8,1879	210,525	0,0152	0,0089	0,0799	0,0422	0,8537
8,6695	215,274	0,0144	0,0082	0,0793	0,0423	0,8559
9,1512	218,518	0,0138	0,0077	0,0788	0,0423	0,8574

Variabel suhu akhir pot 220 °C pada distillate receiver						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	124,994	0	0	0	0	0
0,4816	130,278	0,2465	0,4981	0,0571	0,0008	0,0002
0,9633	135,48	0,3112	0,6125	0,0750	0,0011	0,0002
1,4449	140,647	0,3162	0,6022	0,0801	0,0012	0,0003
1,9265	145,8	0,3207	0,5922	0,0854	0,0014	0,0003
2,4082	150,939	0,3248	0,5825	0,0907	0,0016	0,0004
2,8898	156,042	0,3282	0,5733	0,0963	0,0018	0,0005
3,3715	161,136	0,3314	0,5643	0,1018	0,0020	0,0006
3,8531	166,202	0,3340	0,5558	0,1073	0,0022	0,0007
4,3348	171,244	0,3363	0,5478	0,1127	0,0025	0,0008
4,8164	176,283	0,3385	0,5398	0,1181	0,0027	0,0010
5,2981	181,244	0,3398	0,5325	0,1235	0,0030	0,0011
5,7797	186,202	0,3412	0,5252	0,1289	0,0033	0,0013
6,2613	191,132	0,3423	0,5181	0,1344	0,0036	0,0016
6,7430	196,023	0,3431	0,5111	0,1400	0,0040	0,0018
7,2246	200,878	0,3436	0,5043	0,1456	0,0044	0,0021
7,7063	205,732	0,3441	0,4975	0,1512	0,0047	0,0024
8,1879	210,525	0,3441	0,4908	0,1570	0,0052	0,0028
8,6695	215,274	0,3439	0,4842	0,1630	0,0057	0,0033
9,1512	218,518	0,3436	0,4797	0,1670	0,0060	0,0037

Tabel A.4 Massa dan Fraksi Massa Komponen pada *Initial Charge*

Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa
Light Ends+Air	0,0095	0,0079
Gasoline	0,0462	0,0385
Gas oil	0,0350	0,0291
Base oil	1,1100	0,9245
Total	1,2007	1

Tabel A.5 %Removal (%r) dan %Recovery (%R) terhadap *Initial*

Suhu Pot	190 °C		200 °C		210 °C		220 °C	
Komponen	%r	%R	%r	%R	%r	%R	%r	%R
Light Ends+Air	57,21	42,78	62,12	37,88	67,02	32,99	71,05	28,96
Gasoline	7,18	92,81	8,72	91,28	10,26	89,74	12,09	87,92
Gas oil	0,49	99,51	0,67	99,33	0,86	99,15	1,13	98,87
Base oil	0,01	99,99	0,02	99,98	0,02	99,98	0,03	99,97

Charge Masing-masing Komponen pada Variabel Suhu Akhir Pot

$$\% \text{ Removal} = \frac{\text{Massa Distilat Komponen} \times 100\%}{\text{Massa Initial Charge Komponen} \times 100\%}$$

$$\% \text{ Recovery} = \frac{\text{Massa Produk Komponen} \times 100\%}{\text{Massa Initial Charge Komponen} \times 100\%}$$

Tabel A.6 *Summary Result* pada Suhu Akhir Pot 190 °C

190 °C				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0	125,734	29,803	0	1,2007
0,320	129,214	30,578	0,0006	1,2001
0,640	132,689	31,333	0,0012	1,1995
0,960	136,128	31,957	0,0017	1,1990
1,280	139,564	32,555	0,0022	1,1984
1,600	142,99	33,073	0,0027	1,1979
1,920	146,412	33,566	0,0032	1,1974
2,240	149,825	34,020	0,0037	1,1969
2,560	153,226	34,436	0,0042	1,1965
2,880	156,615	34,814	0,0047	1,1960

3,200	159,999	35,190	0,0052	1,1955
3,521	163,381	35,563	0,0056	1,1951
3,841	166,737	35,918	0,0061	1,1946
4,161	170,085	36,268	0,0065	1,1942
4,481	173,432	36,617	0,0069	1,1937
4,801	176,78	36,966	0,0074	1,1933
5,121	180,073	37,259	0,0078	1,1929
5,441	183,367	37,552	0,0082	1,1925
5,761	186,658	37,843	0,0086	1,1920
6,081	189,117	38,060	0,0089	1,1917
6,909	190,001	38,094	0,0090	1,1916

Tabel A.7 *Summary Result* pada Suhu Akhir Pot 200 °C

200 °C				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0	125,734	29,803	0	1,2007
0,372	129,783	30,704	0,0007	1,2000
0,745	133,813	31,537	0,0013	1,1993
1,117	137,815	32,263	0,0020	1,1987
1,489	141,804	32,893	0,0026	1,1981
1,862	145,787	33,483	0,0032	1,1975
2,234	149,759	34,011	0,0037	1,1969
2,606	153,714	34,490	0,0043	1,1964
2,979	157,657	34,931	0,0048	1,1958
3,351	161,591	35,365	0,0054	1,1953
3,723	165,512	35,790	0,0059	1,1948
4,096	169,407	36,197	0,0064	1,1943
4,468	173,302	36,603	0,0069	1,1938
4,841	177,19	37,003	0,0074	1,1933
5,213	181,022	37,344	0,0079	1,1928
5,585	184,852	37,683	0,0084	1,1923

5,958	188,681	38,022	0,0089	1,1918
6,330	192,477	38,385	0,0094	1,1913
6,702	195,227	38,651	0,0097	1,1909
7,075	195,227	38,651	0,0097	1,1909
7,881	200,005	39,160	0,0104	1,1903

Tabel A.8 *Summary Result* pada Suhu Akhir Pot 210 °C

210 °C				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0	125,727	29,798	0	1,2007
0,425	130,345	30,827	0,0008	1,1999
0,849	134,93	31,738	0,0015	1,1992
1,274	139,49	32,542	0,0022	1,1985
1,699	144,036	33,229	0,0029	1,1978
2,123	148,569	33,852	0,0036	1,1971
2,548	153,087	34,420	0,0042	1,1965
2,973	157,584	34,922	0,0048	1,1959
3,397	162,071	35,418	0,0054	1,1952
3,822	166,535	35,897	0,0060	1,1946
4,247	170,976	36,361	0,0066	1,1941
4,671	175,418	36,825	0,0072	1,1935
5,096	179,81	37,236	0,0078	1,1929
5,520	184,179	37,624	0,0083	1,1924
5,945	188,546	38,010	0,0089	1,1918
6,370	192,876	38,424	0,0094	1,1912
6,794	197,178	38,859	0,0100	1,1907
7,219	201,453	39,314	0,0105	1,1901
7,644	205,728	39,769	0,0111	1,1896
8,068	207,301	39,937	0,0113	1,1894
8,846	210,003	40,224	0,0117	1,1890

Tabel A.9 *Summary Result* pada Suhu Akhir Pot 220 °C

220 °C				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0	124,994	29,291	0	1,2007
0,482	130,278	30,675	0,0008	1,1999
0,963	135,48	31,751	0,0016	1,1991
1,445	140,647	32,641	0,0024	1,1983
1,927	145,8	33,422	0,0032	1,1975
2,408	150,939	34,127	0,0039	1,1968
2,890	156,042	34,712	0,0046	1,1961
3,371	161,136	35,290	0,0053	1,1954
3,853	166,202	35,847	0,0060	1,1947
4,335	171,244	36,386	0,0067	1,1940
4,816	176,283	36,922	0,0073	1,1934
5,298	181,244	37,362	0,0079	1,1927
5,780	186,202	37,801	0,0086	1,1921
6,261	191,132	38,258	0,0092	1,1915
6,743	196,023	38,741	0,0098	1,1908
7,225	200,878	39,249	0,0105	1,1902
7,706	205,732	39,757	0,0111	1,1896
8,188	210,525	40,384	0,0118	1,1889
8,670	215,274	41,093	0,0124	1,1882
9,151	218,518	41,607	0,0129	1,1878
9,563	220,002	41,842	0,0131	1,1875

B. Distilasi Batch Vakum

Tabel B.1 Hasil Simulasi Akumulasi Massa Distilat terhadap Kenaikan Suhu Pot dengan Tekanan Kondensor 100 mmHg

$$\% \text{ Massa Terdistilasi} = \frac{\text{Massa Distilat Suhu } x}{\text{Massa Distilat Suhu Akhir}} \times 100\%$$

220 °C			230 °C		
Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot	Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot
kg	%	°C	kg	%	°C
0,0000	0,00	138,9810	0,0000	0,00	138,9810
0,0003	1,22	143,8540	0,0003	1,12	144,4940
0,0006	2,56	148,5230	0,0007	2,39	149,6950
0,0009	4,01	152,9860	0,0011	3,78	154,7190
0,0013	5,65	157,3860	0,0015	5,30	159,6950
0,0017	7,42	161,7460	0,0020	7,02	164,5830
0,0022	9,29	166,0670	0,0025	8,71	169,4020
0,0026	11,11	170,3000	0,0032	10,99	174,1650
0,0032	13,84	174,5020	0,0042	14,45	178,8840
0,0041	17,51	178,6730	0,0057	19,94	183,6290
0,0055	23,47	182,8670	0,0076	26,49	188,3700
0,0071	30,24	187,0590	0,0097	33,73	193,0980
0,0088	37,84	191,2480	0,0119	41,41	197,8050
0,0108	46,16	195,4110	0,0142	49,44	202,4790
0,0128	54,69	199,5580	0,0166	57,64	207,1290
0,0148	63,42	203,6900	0,0190	65,99	211,7560
0,0169	72,43	207,7920	0,0214	74,45	216,3610
0,0191	81,53	211,8800	0,0239	82,95	220,9330

0,0212	90,74	215,9520	0,0263	91,45	225,4780
0,0213	90,93	216,0360	0,0278	96,41	228,1260
0,0234	100,00	220,0000	0,0288	100,00	230,0030

240 °C			250 °C		
Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot	Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot
kg	%	°C	kg	%	°C
0,0000	0,00	138,9810	0,0000	0,00	138,9810
0,0004	1,04	145,1440	0,0004	0,96	145,8060
0,0008	2,24	150,8850	0,0009	2,08	152,0980
0,0012	3,59	156,4780	0,0014	3,36	158,2720
0,0018	5,08	161,9980	0,0020	4,79	164,3480
0,0023	6,66	167,4350	0,0026	6,23	170,3110
0,0029	8,31	172,7820	0,0036	8,59	176,1840
0,0040	11,45	178,0570	0,0052	12,50	182,0430
0,0057	16,31	183,3570	0,0074	17,83	187,9140
0,0077	22,36	188,6570	0,0100	24,04	193,7650
0,0101	29,16	193,9370	0,0128	30,70	199,5800
0,0126	36,38	199,1890	0,0157	37,62	205,3540
0,0152	43,87	204,4090	0,0186	44,72	211,0910
0,0179	51,55	209,5960	0,0217	51,96	216,7890
0,0206	59,40	214,7480	0,0247	59,23	222,4460
0,0233	67,29	219,8690	0,0277	66,49	228,0610
0,0260	75,18	224,9570	0,0308	73,95	233,6280
0,0288	83,15	230,0110	0,0341	81,85	239,1430
0,0316	91,36	235,0270	0,0377	90,46	244,6020
0,0346	100,00	240,0030	0,0385	92,45	245,8460

0,0346	100,00	240,0030	0,0417	100,00	250,0040
--------	--------	----------	--------	--------	----------

Tabel B.2 Hasil Simulasi Akumulasi Massa Distilat terhadap Kenaikan Suhu Pot dengan Tekanan Kondensor 200 mmHg

220 °C			230 °C		
Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot	Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot
kg	%	°C	kg	%	°C
0,0000	0,00	175,8700	0,0000	0,00	175,8700
0,0002	2,38	178,4220	0,0002	1,84	179,0230
0,0004	4,77	180,9750	0,0005	3,69	182,1770
0,0006	7,17	183,4600	0,0007	5,55	185,1150
0,0008	9,58	185,8030	0,0009	7,42	188,0100
0,0010	12,00	188,1470	0,0012	9,59	190,8830
0,0012	14,80	190,4720	0,0015	11,91	193,7440
0,0014	17,79	192,7880	0,0018	14,45	196,5850
0,0017	20,80	195,1040	0,0022	17,22	199,4050
0,0019	24,36	197,3880	0,0026	20,37	202,2140
0,0022	27,93	199,6710	0,0031	24,27	205,0000
0,0025	31,94	201,9450	0,0036	28,62	207,7870
0,0030	36,99	204,2010	0,0045	35,16	210,5780
0,0034	42,03	206,4560	0,0053	41,69	213,3690
0,0039	49,19	208,7140	0,0064	50,42	216,1580
0,0046	57,63	210,9730	0,0075	59,14	218,9470
0,0053	66,08	213,2320	0,0088	68,90	221,7200
0,0062	77,20	215,4890	0,0101	78,85	224,4910
0,0071	88,48	217,7470	0,0105	82,12	225,4010
0,0077	96,74	219,4000	0,0105	82,12	225,4010

0,0080	100,00	220,0020	0,0127	100,00	230,0030
--------	--------	----------	--------	--------	----------

240 °C			250 °C		
Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot	Massa Distilat	Massa Terdistilasi	Kenaikan Suhu Pot
kg	%	°C	kg	%	°C
0,0000	0,00	175,8700	0,0000	0,00	175,8700
0,0003	1,55	179,6310	0,0003	1,39	180,2470
0,0006	3,11	183,3360	0,0007	2,79	184,4660
0,0008	4,69	186,7900	0,0010	4,20	188,4850
0,0012	6,41	190,2280	0,0014	5,91	192,4630
0,0015	8,36	193,6420	0,0018	7,77	196,4160
0,0019	10,53	197,0280	0,0023	9,86	200,3310
0,0023	12,85	200,3920	0,0030	12,60	204,2090
0,0029	15,89	203,7260	0,0037	15,94	208,0780
0,0035	19,18	207,0490	0,0049	20,87	211,9520
0,0044	24,52	210,3780	0,0063	26,86	215,8240
0,0055	30,22	213,7070	0,0079	33,51	219,6930
0,0068	37,57	217,0340	0,0096	41,03	223,5390
0,0082	45,22	220,3540	0,0115	48,87	227,3700
0,0097	53,62	223,6590	0,0134	57,00	231,1890
0,0112	62,33	226,9530	0,0154	65,52	234,9810
0,0129	71,42	230,2340	0,0174	74,11	238,7630
0,0146	80,79	233,5000	0,0194	82,76	242,5280
0,0163	90,34	236,7580	0,0214	91,37	246,2700
0,0166	91,85	237,2770	0,0229	97,62	248,9850
0,0180	100,00	240,0030	0,0234	100,00	250,0000

Tabel B.3 Massa Setiap Komponen pada Distilat terhadap Kenaikan Suhu Pot ($^{\circ}\text{C}$) dan *Operating Time* (menit) pada Setiap Variabel Suhu Akhir Pot dengan Tekanan Kondensor 100 mmHg

220 $^{\circ}\text{C}$		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	138,98	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,3995	143,85	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,7991	148,52	0,0005	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,1986	152,99	0,0009	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,5982	157,39	0,0012	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,9977	161,75	0,0016	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
2,3973	166,07	0,0020	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
2,7968	170,30	0,0022	0,0003	0,0001	0,0000	0,0000
3,1964	174,50	0,0024	0,0003	0,0005	0,0000	0,0000
3,5959	178,67	0,0024	0,0003	0,0014	0,0000	0,0000
3,9955	182,87	0,0025	0,0003	0,0027	0,0000	0,0000
4,3950	187,06	0,0025	0,0003	0,0043	0,0000	0,0000
4,7945	191,25	0,0024	0,0003	0,0061	0,0000	0,0000
5,1941	195,41	0,0025	0,0003	0,0080	0,0000	0,0000
5,5936	199,56	0,0024	0,0003	0,0099	0,0001	0,0000
5,9932	203,69	0,0024	0,0003	0,0119	0,0002	0,0000
6,3927	207,79	0,0024	0,0003	0,0137	0,0005	0,0000
6,7922	211,88	0,0024	0,0003	0,0154	0,0009	0,0000
7,1918	215,95	0,0024	0,0003	0,0170	0,0014	0,0000
7,5914	216,04	0,0024	0,0003	0,0171	0,0014	0,0000
7,5914	220,00	0,0024	0,0003	0,0186	0,002	0,0000

230 °C		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	138,98	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,4520	144,49	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,9040	149,69	0,0006	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,3560	154,71	0,0010	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,8080	159,69	0,0014	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
2,2600	164,58	0,0018	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
2,7121	169,40	0,0022	0,0002	0,0001	0,0000	0,0000
3,1640	174,16	0,0024	0,0003	0,0005	0,0000	0,0000
3,6161	178,88	0,0024	0,0003	0,0014	0,0000	0,0000
4,0681	183,62	0,0025	0,0003	0,0029	0,0000	0,0000
4,5201	188,37	0,0025	0,0003	0,0048	0,0000	0,0000
4,9721	193,09	0,0025	0,0003	0,0069	0,0000	0,0000
5,4241	197,80	0,0024	0,0003	0,0091	0,0000	0,0000
5,8761	202,47	0,0024	0,0003	0,0113	0,0001	0,0000
6,3281	207,12	0,0024	0,0003	0,0134	0,0004	0,0000
6,7801	211,75	0,0024	0,0003	0,0154	0,0009	0,0000
7,2321	216,36	0,0024	0,0003	0,0172	0,0015	0,0000
7,6841	220,93	0,0024	0,0003	0,0190	0,0021	0,0000
8,1361	225,47	0,0024	0,0003	0,0207	0,0027	0,0001
8,5882	228,12	0,0024	0,0003	0,0217	0,0031	0,0002
8,5882	230,00	0,0024	0,0003	0,0224	0,0033	0,0004

240 °C		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	138,98	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

0,5053	145,14	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
1,0105	150,89	0,0007	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,5158	156,48	0,0011	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
2,0210	162,00	0,0016	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
2,5263	167,44	0,0021	0,0002	0,0001	0,0000	0,0000
3,0316	172,78	0,0023	0,0003	0,0003	0,0000	0,0000
3,5368	178,06	0,0024	0,0003	0,0012	0,0000	0,0000
4,0421	183,36	0,0025	0,0003	0,0028	0,0000	0,0000
4,5474	188,66	0,0025	0,0003	0,0049	0,0000	0,0000
5,0527	193,94	0,0025	0,0003	0,0073	0,0000	0,0000
5,5579	199,19	0,0024	0,0003	0,0098	0,0000	0,0000
6,0632	204,41	0,0024	0,0003	0,0122	0,0002	0,0000
6,5684	209,60	0,0024	0,0003	0,0145	0,0006	0,0000
7,0737	214,75	0,0024	0,0003	0,0166	0,0012	0,0000
7,5790	219,87	0,0024	0,0003	0,0186	0,0020	0,0000
8,0842	224,96	0,0024	0,0003	0,0205	0,0027	0,0001
8,5895	230,01	0,0024	0,0003	0,0224	0,0034	0,0002
9,0947	235,03	0,0024	0,0003	0,0243	0,0041	0,0005
9,6000	240,00	0,0024	0,0003	0,0262	0,0049	0,0008
9,6000	240,00	0,0024	0,0003	0,0262	0,0047	0,0010

250 °C		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	138,98	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,5596	145,81	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
1,1191	152,10	0,0008	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,6787	158,27	0,0013	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
2,2383	164,35	0,0018	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
2,7979	170,31	0,0022	0,0003	0,0001	0,0000	0,0000

3,3574	176,18	0,0024	0,0003	0,0008	0,0000	0,0000
3,9170	182,04	0,0025	0,0003	0,0024	0,0000	0,0000
4,4765	187,91	0,0025	0,0003	0,0046	0,0000	0,0000
5,0362	193,77	0,0025	0,0003	0,0072	0,0000	0,0000
5,5957	199,58	0,0024	0,0003	0,0100	0,0001	0,0000
6,1553	205,35	0,0024	0,0003	0,0126	0,0003	0,0000
6,7148	211,09	0,0024	0,0003	0,0151	0,0008	0,0000
7,2744	216,79	0,0024	0,0003	0,0174	0,0015	0,0000
7,8340	222,45	0,0024	0,0003	0,0195	0,0023	0,0000
8,3936	228,06	0,0024	0,0003	0,0217	0,0031	0,0002
8,9531	233,63	0,0024	0,0003	0,0238	0,0039	0,0004
9,5127	239,14	0,0024	0,0003	0,0259	0,0048	0,0007
10,0723	244,60	0,0024	0,0003	0,0279	0,0058	0,0012
10,6318	245,85	0,0024	0,0003	0,0284	0,0061	0,0013
10,6318	250,00	0,0024	0,0003	0,0299	0,0067	0,0022

Tabel B.4 Massa Setiap Komponen pada Distilat terhadap Kenaikan Suhu Pot ($^{\circ}\text{C}$) dan *Operating Time* (menit) pada Setiap Variabel Suhu Akhir Pot dengan Tekanan Kondensator 200 mmHg

220 $^{\circ}\text{C}$		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	138,98	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,2242	143,85	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,4484	148,52	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,6727	152,99	0,0008	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
0,8968	157,39	0,0012	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,1210	161,75	0,0015	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
1,3453	166,07	0,0019	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
1,5695	170,30	0,0023	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000
1,7937	174,50	0,0029	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000

2,0179	178,67	0,0036	0,0005	0,0001	0,0000	0,0000
2,2421	182,87	0,0047	0,0006	0,0002	0,0000	0,0000
2,4663	187,06	0,0058	0,0008	0,0004	0,0000	0,0000
2,6905	191,25	0,0066	0,0009	0,0013	0,0000	0,0000
2,9147	195,41	0,0073	0,0011	0,0024	0,0000	0,0000
3,1390	199,56	0,0077	0,0011	0,0040	0,0000	0,0000
3,3632	203,69	0,0078	0,0011	0,0059	0,0000	0,0000
3,5873	207,79	0,0075	0,0011	0,0083	0,0000	0,0000
3,8116	211,88	0,0075	0,0011	0,0105	0,0000	0,0000
4,0358	215,95	0,0073	0,0010	0,0129	0,0000	0,0000
4,2600	216,04	0,0065	0,0009	0,0138	0,0000	0,0000
4,2600	220,00	0,0024	0,0003	0,0186	0,0020	0,0000

230 °C		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	175,87	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,2770	179,02	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,5540	182,17	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,8310	185,11	0,0006	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,1080	188,01	0,0008	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,3850	190,88	0,0011	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,6620	193,74	0,0013	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
1,9390	196,58	0,0016	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
2,2160	199,40	0,0019	0,0003	0,0001	0,0000	0,0000
2,4930	202,21	0,0021	0,0003	0,0002	0,0000	0,0000
2,7700	205,00	0,0022	0,0003	0,0005	0,0000	0,0000
3,0470	207,78	0,0023	0,0003	0,0010	0,0000	0,0000
3,3240	210,57	0,0024	0,0003	0,0017	0,0000	0,0000
3,6010	213,36	0,0023	0,0003	0,0026	0,0000	0,0000

3,8780	216,15	0,0024	0,0003	0,0036	0,0000	0,0000
4,1550	218,94	0,0024	0,0003	0,0048	0,0000	0,0000
4,4320	221,72	0,0024	0,0003	0,0060	0,0000	0,0000
4,7090	224,49	0,0024	0,0003	0,0073	0,0000	0,0000
4,9860	225,40	0,0024	0,0003	0,0077	0,0000	0,0000
5,2630	225,40	0,0024	0,0003	0,0077	0,0000	0,0000
5,2630	230,00	0,0024	0,0003	0,0098	0,0002	0,0000

240 °C		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	175,87	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,3304	179,63	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,6608	183,33	0,0005	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
0,9913	186,79	0,0008	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,3217	190,22	0,0010	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,6520	193,64	0,0013	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
1,9825	197,02	0,0017	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
2,3129	200,39	0,0020	0,0003	0,0001	0,0000	0,0000
2,6433	203,72	0,0022	0,0003	0,0004	0,0000	0,0000
2,9737	207,04	0,0023	0,0003	0,0008	0,0000	0,0000
3,3041	210,37	0,0024	0,0003	0,0017	0,0000	0,0000
3,6346	213,70	0,0024	0,0003	0,0028	0,0000	0,0000
3,9650	217,03	0,0024	0,0003	0,0040	0,0000	0,0000
4,2954	220,35	0,0024	0,0003	0,0054	0,0000	0,0000
4,6258	223,65	0,0024	0,0003	0,0069	0,0000	0,0000
4,9562	226,95	0,0024	0,0003	0,0084	0,0001	0,0000
5,2866	230,23	0,0024	0,0003	0,0099	0,0002	0,0000
5,6170	233,50	0,0024	0,0003	0,0113	0,0005	0,0000
5,9474	236,75	0,0024	0,0003	0,0126	0,0009	0,0000

6,2779	237,27	0,0024	0,0003	0,0129	0,0010	0,0000
6,2779	240,00	0,0024	0,0003	0,0139	0,0013	0,0000

250 °C		Massa Distilat (kg)				
Operating Time	Suhu Pot	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0,0000	175,87	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,3845	180,24	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,7690	184,46	0,0006	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,1534	188,48	0,0009	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
1,5379	192,46	0,0012	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
1,9224	196,41	0,0016	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
2,3069	200,33	0,0020	0,0003	0,0001	0,0000	0,0000
2,6914	204,20	0,0022	0,0003	0,0004	0,0000	0,0000
3,0759	208,07	0,0023	0,0003	0,0011	0,0000	0,0000
3,4604	211,95	0,0024	0,0003	0,0022	0,0000	0,0000
3,8449	215,82	0,0024	0,0003	0,0035	0,0000	0,0000
4,2293	219,69	0,0024	0,0003	0,0051	0,0000	0,0000
4,6138	223,53	0,0024	0,0003	0,0068	0,0000	0,0000
4,9983	227,37	0,0024	0,0003	0,0086	0,0001	0,0000
5,3828	231,18	0,0024	0,0003	0,0103	0,0003	0,0000
5,7673	234,98	0,0024	0,0003	0,0119	0,0007	0,0000
6,1517	238,76	0,0024	0,0003	0,0134	0,0011	0,0000
6,5362	242,52	0,0024	0,0003	0,0149	0,0017	0,0000
6,9207	246,27	0,0024	0,0003	0,0164	0,0021	0,0001
7,3052	248,98	0,0024	0,0003	0,0174	0,0025	0,0002
7,3052	250,00	0,0024	0,0003	0,0178	0,0025	0,0004

Tabel B.5 Konsentrasi (Fraksi Mol) pada *Pot Liquid* dan *Distillate Receiver* Tekanan Kondensor 100 mmHg

Variabel suhu akhir pot 220 °C pada pot liquid						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	138,98	0,0030	0,0018	0,0787	0,0431	0,8734
0,3995	143,85	0,0026	0,0014	0,0783	0,0431	0,8745
0,7991	148,52	0,0023	0,0011	0,0778	0,0432	0,8757
1,1986	152,99	0,0019	0,0008	0,0772	0,0432	0,8769
1,5982	157,39	0,0016	0,0006	0,0764	0,0433	0,8781
1,9977	161,75	0,0013	0,0004	0,0755	0,0433	0,8795
2,3973	166,07	0,0010	0,0003	0,0745	0,0434	0,8808
2,7968	170,30	0,0007	0,0002	0,0736	0,0435	0,8821
3,1964	174,50	0,0005	0,0001	0,0722	0,0435	0,8837
3,5959	178,67	0,0003	0,0000	0,0704	0,0436	0,8857
3,9955	182,87	0,0002	0,0000	0,0677	0,0436	0,8884
4,3950	187,06	0,0001	0,0000	0,0648	0,0436	0,8914
4,7945	191,25	0,0001	0,0000	0,0618	0,0436	0,8945
5,1941	195,41	0,0000	0,0000	0,0587	0,0435	0,8978
5,5936	199,56	0,0000	0,0000	0,0556	0,0433	0,9010
5,9932	203,69	0,0000	0,0000	0,0525	0,0432	0,9043
6,3927	207,79	0,0000	0,0000	0,0495	0,0430	0,9075
6,7922	211,88	0,0000	0,0000	0,0465	0,0427	0,9108
7,1918	215,95	0,0000	0,0000	0,0435	0,0425	0,9141
7,5914	216,04	0,0000	0,0000	0,0434	0,0425	0,9141

Variabel suhu akhir pot 220 °C pada distillate receiver						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	138,98	0	0	0	0	0
0,3995	143,85	0,4658	0,2000	0,0001	0,0000	0,0000

0,7991	148,52	0,7048	0,2950	0,0001	0,0000	0,0000
1,1986	152,99	0,7154	0,2843	0,0003	0,0000	0,0000
1,5982	157,39	0,7313	0,2677	0,0009	0,0000	0,0000
1,9977	161,75	0,7400	0,2556	0,0044	0,0000	0,0000
2,3973	166,07	0,7413	0,2480	0,0107	0,0000	0,0000
2,7968	170,30	0,6613	0,3051	0,0336	0,0000	0,0000
3,1964	174,50	0,5864	0,3204	0,0931	0,0000	0,0000
3,5959	178,67	0,5173	0,2922	0,1905	0,0000	0,0000
3,9955	182,87	0,4591	0,2582	0,2827	0,0000	0,0000
4,3950	187,06	0,4076	0,2283	0,3640	0,0000	0,0000
4,7945	191,25	0,3632	0,2027	0,4341	0,0000	0,0000
5,1941	195,41	0,3302	0,1840	0,4855	0,0003	0,0000
5,5936	199,56	0,3012	0,1676	0,5295	0,0017	0,0000
5,9932	203,69	0,2763	0,1536	0,5658	0,0043	0,0000
6,3927	207,79	0,2568	0,1427	0,5885	0,0119	0,0000
6,7922	211,88	0,2393	0,1330	0,6068	0,0208	0,0000
7,1918	215,95	0,2239	0,1244	0,6205	0,0310	0,0001
7,5914	216,04	0,2236	0,1242	0,6208	0,0312	0,0001

Variabel suhu akhir pot 230 °C pada pot liquid						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	138,98	0,0030	0,0018	0,0787	0,0431	0,8734
0,4520	144,49	0,0026	0,0013	0,0783	0,0431	0,8747
0,9040	149,69	0,0022	0,0010	0,0777	0,0432	0,8760
1,3560	154,71	0,0018	0,0007	0,0769	0,0432	0,8774
1,8080	159,69	0,0014	0,0005	0,0760	0,0433	0,8788
2,2600	164,58	0,0011	0,0003	0,0749	0,0434	0,8804
2,7121	169,40	0,0008	0,0002	0,0738	0,0435	0,8818
3,1640	174,16	0,0005	0,0001	0,0723	0,0435	0,8836
3,6161	178,88	0,0003	0,0000	0,0703	0,0436	0,8858

4,0681	183,62	0,0002	0,0000	0,0672	0,0436	0,8889
4,5201	188,37	0,0001	0,0000	0,0639	0,0436	0,8924
4,9721	193,09	0,0001	0,0000	0,0604	0,0435	0,8960
5,4241	197,80	0,0000	0,0000	0,0569	0,0434	0,8996
5,8761	202,47	0,0000	0,0000	0,0534	0,0432	0,9033
6,3281	207,12	0,0000	0,0000	0,0500	0,0430	0,9070
6,7801	211,75	0,0000	0,0000	0,0466	0,0427	0,9107
7,2321	216,36	0,0000	0,0000	0,0432	0,0424	0,9144
7,6841	220,93	0,0000	0,0000	0,0399	0,0420	0,9181
8,1361	225,47	0,0000	0,0000	0,0366	0,0416	0,9218
8,5882	228,12	0,0000	0,0000	0,0347	0,0413	0,9240

Variabel suhu akhir pot 230 °C pada distillate receiver						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	138,98	0	0	0	0	0
0,4520	144,49	0,5270	0,2263	0,0001	0,0000	0,0000
0,9040	149,69	0,7076	0,2922	0,0002	0,0000	0,0000
1,3560	154,71	0,7217	0,2778	0,0005	0,0000	0,0000
1,8080	159,69	0,7394	0,2592	0,0014	0,0000	0,0000
2,2600	164,58	0,7409	0,2506	0,0086	0,0000	0,0000
2,7121	169,40	0,6784	0,2929	0,0287	0,0000	0,0000
3,1640	174,16	0,5920	0,3227	0,0853	0,0000	0,0000
3,6161	178,88	0,5143	0,2905	0,1952	0,0000	0,0000
4,0681	183,62	0,4485	0,2520	0,2994	0,0000	0,0000
4,5201	188,37	0,3937	0,2203	0,3860	0,0000	0,0000
4,9721	193,09	0,3484	0,1944	0,4571	0,0001	0,0000
5,4241	197,80	0,3117	0,1735	0,5141	0,0006	0,0000
5,8761	202,47	0,2836	0,1577	0,5551	0,0036	0,0000
6,3281	207,12	0,2600	0,1445	0,5849	0,0107	0,0000
6,7801	211,75	0,2398	0,1332	0,6064	0,0205	0,0000

7,2321	216,36	0,2226	0,1237	0,6216	0,0320	0,0002
7,6841	220,93	0,2085	0,1158	0,6328	0,0419	0,0009
8,1361	225,47	0,1963	0,1090	0,6420	0,0501	0,0026
8,5882	228,12	0,1895	0,1053	0,6470	0,0545	0,0037

Variabel suhu akhir pot 240 °C pada <i>pot liquid</i>						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	138,98	0,0030	0,0018	0,0787	0,0431	0,8734
0,5053	145,14	0,0025	0,0013	0,0782	0,0431	0,8748
1,0105	150,89	0,0021	0,0009	0,0775	0,0432	0,8763
1,5158	156,48	0,0017	0,0006	0,0766	0,0433	0,8779
2,0210	162,00	0,0012	0,0004	0,0755	0,0433	0,8795
2,5263	167,44	0,0009	0,0002	0,0742	0,0434	0,8812
3,0316	172,78	0,0006	0,0001	0,0729	0,0435	0,8829
3,5368	178,06	0,0003	0,0001	0,0706	0,0436	0,8854
4,0421	183,36	0,0002	0,0000	0,0674	0,0436	0,8888
4,5474	188,66	0,0001	0,0000	0,0637	0,0436	0,8926
5,0527	193,94	0,0001	0,0000	0,0598	0,0435	0,8966
5,5579	199,19	0,0000	0,0000	0,0559	0,0434	0,9007
6,0632	204,41	0,0000	0,0000	0,0520	0,0431	0,9048
6,5684	209,60	0,0000	0,0000	0,0481	0,0429	0,9090
7,0737	214,75	0,0000	0,0000	0,0444	0,0425	0,9131
7,5790	219,87	0,0000	0,0000	0,0406	0,0421	0,9172
8,0842	224,96	0,0000	0,0000	0,0370	0,0416	0,9214
8,5895	230,01	0,0000	0,0000	0,0334	0,0410	0,9256
9,0947	235,03	0,0000	0,0000	0,0298	0,0403	0,9299
9,6000	240,00	0,0000	0,0000	0,0263	0,0394	0,9342

Variabel suhu akhir pot 240 °C pada distillate receiver						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	138,98	0	0	0	0	0
0,5053	145,14	0,7604	0,0816	0,0001	0,0000	0,0000
1,0105	150,89	0,9073	0,0923	0,0003	0,0000	0,0000
1,5158	156,48	0,9137	0,0851	0,0012	0,0000	0,0000
2,0210	162,00	0,9141	0,0787	0,0071	0,0000	0,0000
2,5263	167,44	0,8882	0,0829	0,0288	0,0000	0,0000
3,0316	172,78	0,8015	0,1080	0,0905	0,0000	0,0000
3,5368	178,06	0,6032	0,0846	0,3122	0,0000	0,0000
4,0421	183,36	0,4372	0,0614	0,5014	0,0000	0,0000
4,5474	188,66	0,3203	0,0448	0,6349	0,0000	0,0000
5,0527	193,94	0,2438	0,0339	0,7218	0,0005	0,0000
5,5579	199,19	0,1939	0,0269	0,7756	0,0036	0,0000
6,0632	204,41	0,1599	0,0222	0,8048	0,0130	0,0000
6,5684	209,60	0,1359	0,0189	0,8109	0,0343	0,0000
7,0737	214,75	0,1183	0,0164	0,8046	0,0604	0,0003
7,5790	219,87	0,1045	0,0145	0,7960	0,0829	0,0021
8,0842	224,96	0,0934	0,0130	0,7872	0,1000	0,0064
8,5895	230,01	0,0844	0,0117	0,7783	0,1129	0,0127
9,0947	235,03	0,0767	0,0106	0,7683	0,1243	0,0201
9,6000	240,00	0,0700	0,0097	0,7560	0,1359	0,0284

Variabel suhu akhir pot 250 °C pada pot liquid						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	138,98	0,0030	0,0018	0,0787	0,0431	0,8734
0,5596	145,81	0,0025	0,0012	0,0782	0,0431	0,8750

1,1191	152,10	0,0020	0,0008	0,0773	0,0432	0,8766
1,6787	158,27	0,0015	0,0005	0,0763	0,0433	0,8784
2,2383	164,35	0,0011	0,0003	0,0749	0,0434	0,8803
2,7979	170,31	0,0007	0,0002	0,0736	0,0435	0,8821
3,3574	176,18	0,0004	0,0001	0,0714	0,0436	0,8845
3,9170	182,04	0,0002	0,0000	0,0682	0,0436	0,8879
4,4765	187,91	0,0001	0,0000	0,0642	0,0436	0,8920
5,0362	193,77	0,0001	0,0000	0,0599	0,0435	0,8965
5,5957	199,58	0,0000	0,0000	0,0556	0,0433	0,9010
6,1553	205,35	0,0000	0,0000	0,0513	0,0431	0,9056
6,7148	211,09	0,0000	0,0000	0,0470	0,0428	0,9102
7,2744	216,79	0,0000	0,0000	0,0429	0,0424	0,9147
7,8340	222,45	0,0000	0,0000	0,0388	0,0419	0,9193
8,3936	228,06	0,0000	0,0000	0,0347	0,0413	0,9240
8,9531	233,63	0,0000	0,0000	0,0308	0,0405	0,9287
9,5127	239,14	0,0000	0,0000	0,0269	0,0396	0,9335
10,0723	244,60	0,0000	0,0000	0,0231	0,0384	0,9384
10,6318	245,85	0,0000	0,0000	0,0223	0,0381	0,9396

Variabel suhu akhir pot 250 °C pada distillate receiver						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	138,98	0	0	0	0	0
0,5596	145,81	0,6524	0,2801	0,0001	0,0000	0,0000
1,1191	152,10	0,7133	0,2864	0,0002	0,0000	0,0000
1,6787	158,27	0,7345	0,2644	0,0011	0,0000	0,0000
2,2383	164,35	0,7408	0,2510	0,0082	0,0000	0,0000
2,7979	170,31	0,6611	0,3052	0,0337	0,0000	0,0000
3,3574	176,18	0,5586	0,3091	0,1324	0,0000	0,0000
3,9170	182,04	0,4705	0,2649	0,2646	0,0000	0,0000
4,4765	187,91	0,3986	0,2231	0,3783	0,0000	0,0000

5,0362	193,77	0,3432	0,1914	0,4653	0,0002	0,0000
5,5957	199,58	0,3010	0,1675	0,5297	0,0017	0,0000
6,1553	205,35	0,2683	0,1492	0,5751	0,0074	0,0000
6,7148	211,09	0,2423	0,1346	0,6041	0,0189	0,0000
7,2744	216,79	0,2213	0,1229	0,6227	0,0329	0,0002
7,8340	222,45	0,2041	0,1133	0,6363	0,0450	0,0013
8,3936	228,06	0,1897	0,1054	0,6469	0,0544	0,0036
8,9531	233,63	0,1773	0,0985	0,6545	0,0630	0,0067
9,5127	239,14	0,1662	0,0923	0,6589	0,0721	0,0104
10,0723	244,60	0,1561	0,0867	0,6598	0,0821	0,0153
10,6318	245,85	0,1538	0,0854	0,6599	0,0845	0,0165

Tabel B.6 Konsentrasi (Fraksi Mol) pada *Pot Liquid* dan *Distillate Receiver* Tekanan Kondensor 200 mmHg

Variabel suhu akhir pot 220 °C pada pot liquid						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	138,98	0,0385	0,0430	0,0855	0,0396	0,7934
0,3200	143,85	0,0372	0,0402	0,0855	0,0398	0,7973
0,6401	148,52	0,0359	0,0374	0,0856	0,0400	0,8012
0,9601	152,99	0,0346	0,0350	0,0856	0,0401	0,8046
1,2802	157,39	0,0334	0,0327	0,0856	0,0403	0,8080
1,6002	161,75	0,0322	0,0306	0,0855	0,0405	0,8111
1,9203	166,07	0,0311	0,0287	0,0854	0,0406	0,8142
2,2403	170,30	0,0300	0,0269	0,0853	0,0407	0,8171
2,5604	174,50	0,0289	0,0252	0,0852	0,0409	0,8198
2,8804	178,67	0,0279	0,0237	0,0850	0,0410	0,8224
3,2005	182,87	0,0269	0,0223	0,0848	0,0411	0,8249
3,5205	187,06	0,0259	0,0209	0,0846	0,0412	0,8274
3,8405	191,25	0,0250	0,0197	0,0844	0,0413	0,8296
4,1606	195,41	0,0241	0,0186	0,0842	0,0414	0,8318
4,4806	199,56	0,0232	0,0174	0,0839	0,0415	0,8339

4,8007	203,69	0,0224	0,0163	0,0837	0,0416	0,8361
5,1207	207,79	0,0216	0,0154	0,0834	0,0417	0,8379
5,4408	211,88	0,0208	0,0146	0,0831	0,0417	0,8398
5,7608	215,95	0,0201	0,0138	0,0827	0,0418	0,8416
6,0809	216,04	0,0195	0,0131	0,0825	0,0419	0,8430

Variabel suhu akhir pot 220 °C pada distillate receiver						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	138,98	0	0	0	0	0
0,3200	143,85	0,1641	0,3304	0,0382	0,0005	0,0001
0,6401	148,52	0,3082	0,6186	0,0721	0,0010	0,0002
0,9601	152,99	0,3117	0,6116	0,0754	0,0011	0,0002
1,2802	157,39	0,3151	0,6047	0,0788	0,0012	0,0003
1,6002	161,75	0,3181	0,5980	0,0823	0,0013	0,0003
1,9203	166,07	0,3211	0,5914	0,0858	0,0014	0,0003
2,2403	170,30	0,3238	0,5849	0,0894	0,0015	0,0004
2,5604	174,50	0,3263	0,5787	0,0930	0,0017	0,0004
2,8804	178,67	0,3284	0,5726	0,0967	0,0018	0,0005
3,2005	182,87	0,3306	0,5666	0,1003	0,0019	0,0006
3,5205	187,06	0,3326	0,5607	0,1040	0,0021	0,0006
3,8405	191,25	0,3342	0,5552	0,1076	0,0022	0,0007
4,1606	195,41	0,3357	0,5499	0,1112	0,0024	0,0008
4,4806	199,56	0,3372	0,5445	0,1148	0,0026	0,0009
4,8007	203,69	0,3386	0,5392	0,1184	0,0027	0,0010
5,1207	207,79	0,3395	0,5344	0,1221	0,0029	0,0011
5,4408	211,88	0,3404	0,5295	0,1257	0,0031	0,0012
5,7608	215,95	0,3413	0,5247	0,1293	0,0033	0,0014
6,0809	216,04	0,3419	0,5211	0,1320	0,0035	0,0015

Variabel suhu akhir pot 230 °C pada <i>pot liquid</i>						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	175,87	0,0385	0,0430	0,0855	0,0396	0,7934
0,3200	179,02	0,0372	0,0402	0,0855	0,0398	0,7973
0,6401	182,17	0,0359	0,0374	0,0856	0,0400	0,8012
0,9601	185,11	0,0346	0,0350	0,0856	0,0401	0,8046
1,2802	188,01	0,0334	0,0327	0,0856	0,0403	0,8080
1,6002	190,88	0,0322	0,0306	0,0855	0,0405	0,8111
1,9203	193,74	0,0311	0,0287	0,0854	0,0406	0,8142
2,2403	196,58	0,0300	0,0269	0,0853	0,0407	0,8171
2,5604	199,40	0,0289	0,0252	0,0852	0,0409	0,8198
2,8804	202,21	0,0279	0,0237	0,0850	0,0410	0,8224
3,2005	205,00	0,0269	0,0223	0,0848	0,0411	0,8249
3,5205	207,78	0,0259	0,0209	0,0846	0,0412	0,8274
3,8405	210,57	0,0250	0,0197	0,0844	0,0413	0,8296
4,1606	213,36	0,0241	0,0186	0,0842	0,0414	0,8318
4,4806	216,15	0,0232	0,0174	0,0839	0,0415	0,8339
4,8007	218,94	0,0224	0,0163	0,0837	0,0416	0,8361
5,1207	221,72	0,0216	0,0154	0,0834	0,0417	0,8379
5,4408	224,49	0,0208	0,0146	0,0831	0,0417	0,8398
5,7608	225,40	0,0201	0,0138	0,0827	0,0418	0,8416
6,0809	225,40	0,0195	0,0131	0,0825	0,0419	0,8430

Variabel suhu akhir pot 230 °C pada <i>distillate receiver</i>						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	175,87	0	0	0	0	0
0,3200	179,02	0,1641	0,3304	0,0382	0,0005	0,0001
0,6401	182,17	0,3082	0,6186	0,0721	0,0010	0,0002

0,9601	185,11	0,3117	0,6116	0,0754	0,0011	0,0002
1,2802	188,01	0,3151	0,6047	0,0788	0,0012	0,0003
1,6002	190,88	0,3181	0,5980	0,0823	0,0013	0,0003
1,9203	193,74	0,3211	0,5914	0,0858	0,0014	0,0003
2,2403	196,58	0,3238	0,5849	0,0894	0,0015	0,0004
2,5604	199,40	0,3263	0,5787	0,0930	0,0017	0,0004
2,8804	202,21	0,3284	0,5726	0,0967	0,0018	0,0005
3,2005	205,00	0,3306	0,5666	0,1003	0,0019	0,0006
3,5205	207,78	0,3326	0,5607	0,1040	0,0021	0,0006
3,8405	210,57	0,3342	0,5552	0,1076	0,0022	0,0007
4,1606	213,36	0,3357	0,5499	0,1112	0,0024	0,0008
4,4806	216,15	0,3372	0,5445	0,1148	0,0026	0,0009
4,8007	218,94	0,3386	0,5392	0,1184	0,0027	0,0010
5,1207	221,72	0,3395	0,5344	0,1221	0,0029	0,0011
5,4408	224,49	0,3404	0,5295	0,1257	0,0031	0,0012
5,7608	225,40	0,3413	0,5247	0,1293	0,0033	0,0014
6,0809	225,40	0,3419	0,5211	0,1320	0,0035	0,0015

Variabel suhu akhir pot 240 °C pada pot liquid						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	175,87	0,0385	0,0430	0,0855	0,0396	0,7934
0,3200	179,63	0,0372	0,0402	0,0855	0,0398	0,7973
0,6401	183,33	0,0359	0,0374	0,0856	0,0400	0,8012
0,9601	186,79	0,0346	0,0350	0,0856	0,0401	0,8046
1,2802	190,22	0,0334	0,0327	0,0856	0,0403	0,8080
1,6002	193,64	0,0322	0,0306	0,0855	0,0405	0,8111
1,9203	197,02	0,0311	0,0287	0,0854	0,0406	0,8142
2,2403	200,39	0,0300	0,0269	0,0853	0,0407	0,8171
2,5604	203,72	0,0289	0,0252	0,0852	0,0409	0,8198

2,8804	207,04	0,0279	0,0237	0,0850	0,0410	0,8224
3,2005	210,37	0,0269	0,0223	0,0848	0,0411	0,8249
3,5205	213,70	0,0259	0,0209	0,0846	0,0412	0,8274
3,8405	217,03	0,0250	0,0197	0,0844	0,0413	0,8296
4,1606	220,35	0,0241	0,0186	0,0842	0,0414	0,8318
4,4806	223,65	0,0232	0,0174	0,0839	0,0415	0,8339
4,8007	226,95	0,0224	0,0163	0,0837	0,0416	0,8361
5,1207	230,23	0,0216	0,0154	0,0834	0,0417	0,8379
5,4408	233,50	0,0208	0,0146	0,0831	0,0417	0,8398
5,7608	236,75	0,0201	0,0138	0,0827	0,0418	0,8416
6,0809	237,27	0,0195	0,0131	0,0825	0,0419	0,8430

Variabel suhu akhir pot 240 °C pada distillate receiver						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	175,87	0	0	0	0	0
0,3200	179,63	0,1641	0,3304	0,0382	0,0005	0,0001
0,6401	183,33	0,3082	0,6186	0,0721	0,0010	0,0002
0,9601	186,79	0,3117	0,6116	0,0754	0,0011	0,0002
1,2802	190,22	0,3151	0,6047	0,0788	0,0012	0,0003
1,6002	193,64	0,3181	0,5980	0,0823	0,0013	0,0003
1,9203	197,02	0,3211	0,5914	0,0858	0,0014	0,0003
2,2403	200,39	0,3238	0,5849	0,0894	0,0015	0,0004
2,5604	203,72	0,3263	0,5787	0,0930	0,0017	0,0004
2,8804	207,04	0,3284	0,5726	0,0967	0,0018	0,0005
3,2005	210,37	0,3306	0,5666	0,1003	0,0019	0,0006
3,5205	213,70	0,3326	0,5607	0,1040	0,0021	0,0006
3,8405	217,03	0,3342	0,5552	0,1076	0,0022	0,0007
4,1606	220,35	0,3357	0,5499	0,1112	0,0024	0,0008

4,4806	223,65	0,3372	0,5445	0,1148	0,0026	0,0009
4,8007	226,95	0,3386	0,5392	0,1184	0,0027	0,0010
5,1207	230,23	0,3395	0,5344	0,1221	0,0029	0,0011
5,4408	233,50	0,3404	0,5295	0,1257	0,0031	0,0012
5,7608	236,75	0,3413	0,5247	0,1293	0,0033	0,0014
6,0809	237,27	0,3419	0,5211	0,1320	0,0035	0,0015

Variabel suhu akhir pot 250 °C pada pot liquid						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	175,87	0,0385	0,0430	0,0855	0,0396	0,7934
0,3200	180,24	0,0372	0,0402	0,0855	0,0398	0,7973
0,6401	184,46	0,0359	0,0374	0,0856	0,0400	0,8012
0,9601	188,48	0,0346	0,0350	0,0856	0,0401	0,8046
1,2802	192,46	0,0334	0,0327	0,0856	0,0403	0,8080
1,6002	196,41	0,0322	0,0306	0,0855	0,0405	0,8111
1,9203	200,33	0,0311	0,0287	0,0854	0,0406	0,8142
2,2403	204,20	0,0300	0,0269	0,0853	0,0407	0,8171
2,5604	208,07	0,0289	0,0252	0,0852	0,0409	0,8198
2,8804	211,95	0,0279	0,0237	0,0850	0,0410	0,8224
3,2005	215,82	0,0269	0,0223	0,0848	0,0411	0,8249
3,5205	219,69	0,0259	0,0209	0,0846	0,0412	0,8274
3,8405	223,53	0,0250	0,0197	0,0844	0,0413	0,8296
4,1606	227,37	0,0241	0,0186	0,0842	0,0414	0,8318
4,4806	231,18	0,0232	0,0174	0,0839	0,0415	0,8339
4,8007	234,98	0,0224	0,0163	0,0837	0,0416	0,8361
5,1207	238,76	0,0216	0,0154	0,0834	0,0417	0,8379
5,4408	242,52	0,0208	0,0146	0,0831	0,0417	0,8398
5,7608	246,27	0,0201	0,0138	0,0827	0,0418	0,8416
6,0809	248,98	0,0195	0,0131	0,0825	0,0419	0,8430

Variabel suhu akhir pot 250 °C pada distillate receiver						
Operating Time (menit)	Suhu Pot (°C)	Light Ends	Air	Gasoline	Gas Oil	Base Oil
0	175,87	0	0	0	0	0
0,3200	180,24	0,1641	0,3304	0,0382	0,0005	0,0001
0,6401	184,46	0,3082	0,6186	0,0721	0,0010	0,0002
0,9601	188,48	0,3117	0,6116	0,0754	0,0011	0,0002
1,2802	192,46	0,3151	0,6047	0,0788	0,0012	0,0003
1,6002	196,41	0,3181	0,5980	0,0823	0,0013	0,0003
1,9203	200,33	0,3211	0,5914	0,0858	0,0014	0,0003
2,2403	204,20	0,3238	0,5849	0,0894	0,0015	0,0004
2,5604	208,07	0,3263	0,5787	0,0930	0,0017	0,0004
2,8804	211,95	0,3284	0,5726	0,0967	0,0018	0,0005
3,2005	215,82	0,3306	0,5666	0,1003	0,0019	0,0006
3,5205	219,69	0,3326	0,5607	0,1040	0,0021	0,0006
3,8405	223,53	0,3342	0,5552	0,1076	0,0022	0,0007
4,1606	227,37	0,3357	0,5499	0,1112	0,0024	0,0008
4,4806	231,18	0,3372	0,5445	0,1148	0,0026	0,0009
4,8007	234,98	0,3386	0,5392	0,1184	0,0027	0,0010
5,1207	238,76	0,3395	0,5344	0,1221	0,0029	0,0011
5,4408	242,52	0,3404	0,5295	0,1257	0,0031	0,0012
5,7608	246,27	0,3413	0,5247	0,1293	0,0033	0,0014
6,0809	248,98	0,3419	0,5211	0,1320	0,0035	0,0015

Tabel B.7 Massa dan Fraksi Massa Komponen pada *Initial Charge*

Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa
Light Ends+Air	0,0095	0,0079
Gasoline	0,0462	0,0385
Gas oil	0,0350	0,0291
Base oil	1,1100	0,9245
Total	1,2007	1

Tabel B.8 %*Removal* (%r) dan %*Recovery* (%R) terhadap *Initial Charge* Masing-masing Komponen pada Variabel Suhu Akhir Pot

Tekanan Kondensor 100 mmHg								
Suhu Pot	220 °C		230 °C		240 °C		250 °C	
Komponen	%r	%R	%r	%R	%r	%R	%r	%R
Light Ends+Air	100	0	100	0	100	0	100	0
Gasoline	45,82	53,93	55,21	44,63	64,50	35,37	73,73	26,18
Gas oil	5,72	93,24	9,40	90,12	13,62	85,95	19,51	80,07
Base oil	0,00	99,80	0,03	99,75	0,09	99,69	0,20	99,58

Tekanan Kondensor 200 mmHg								
Suhu Pot	220 °C		230 °C		240 °C		250 °C	
Komponen	%r	%R	%r	%R	%r	%R	%r	%R
Light Ends+Air	100	0	100	0	100	0	100	0
Gasoline	12,99	83,11	24,22	74,54	34,29	65,41	43,81	55,99
Gas oil	0,00	98,70	0,51	97,12	3,86	95,03	7,23	92,34
Base oil	0,00	99,96	0,00	99,89	0,00	99,81	0,03	99,76

$$\% \text{ Removal} = \frac{\text{Massa Distilat Komponen x}}{\text{Massa Initial Charge Komponen x}} \times 100\%$$

$$\% \text{ Recovery} = \frac{\text{Massa Produk Komponen } x}{\text{Massa Initial Charge Komponen } x} \times 100\%$$

Tabel B.9 *Summary Result* pada Suhu Akhir Pot 220 °C Tekanan Kondensor 100 mmHg dan 200 mmHg

Tekanan Kondenser 100 mmHg				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0,0000	138,9810	-17,1110	0,0000	1,1850
0,3995	143,8540	-16,3642	0,0003	1,1847
0,7991	148,5230	-15,9623	0,0006	1,1844
1,1986	152,9860	-15,9076	0,0009	1,1840
1,5982	157,3860	-15,7082	0,0013	1,1836
1,9977	161,7460	-15,5956	0,0017	1,1832
2,3973	166,0670	-15,5721	0,0022	1,1828
2,7968	170,3000	-19,3950	0,0026	1,1824
3,1964	174,5020	-4,4548	0,0032	1,1818
3,5959	178,6730	29,9279	0,0041	1,1809
3,9955	182,8670	41,0507	0,0055	1,1795
4,3950	187,0590	50,8967	0,0071	1,1779
4,7945	191,2480	59,6560	0,0088	1,1762
5,1941	195,4110	65,2636	0,0108	1,1742
5,5936	199,5580	70,0752	0,0128	1,1723
5,9932	203,6900	74,0867	0,0148	1,1703
6,3927	207,7920	77,5188	0,0169	1,1681
6,7922	211,8800	80,7605	0,0191	1,1660
7,1918	215,9520	83,8078	0,0212	1,1637
7,5914	216,0360	83,8702	0,0213	1,1637
7,5914	220,0000	86,5336	0,0234	1,1642

Tekanan Kondenser 200 mmHg				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0,0000	175,8700	-2,7945	0,0000	1,1850
0,2242	178,4220	-2,4578	0,0002	1,1848
0,4484	180,9750	-2,1212	0,0004	1,1846
0,6727	183,4600	-1,8890	0,0006	1,1844
0,8968	185,8030	-1,8750	0,0008	1,1842
1,1210	188,1470	-1,8610	0,0010	1,1840
1,3453	190,4720	-1,8123	0,0012	1,1838
1,5695	192,7880	-1,7448	0,0014	1,1836
1,7937	195,1040	-1,6774	0,0017	1,1834
2,0179	197,3880	-0,8551	0,0019	1,1831
2,2421	199,6710	-0,0109	0,0022	1,1828
2,4663	201,9450	4,5384	0,0025	1,1825
2,6905	204,2010	17,9100	0,0030	1,1821
2,9147	206,4560	31,2815	0,0034	1,1817
3,1390	208,7140	40,9724	0,0039	1,1812
3,3632	210,9730	48,4044	0,0046	1,1805
3,5873	213,2320	55,8365	0,0053	1,1798
3,8116	215,4890	61,2038	0,0062	1,1789
4,0358	217,7470	66,4477	0,0071	1,1780
4,2600	219,4000	70,2885	0,0077	1,1773
4,2600	220,0020	71,4691	0,0080	1,1771

Tabel B.10 *Summary Result* pada Suhu Akhir Pot 230 °C
Tekanan Kondensor 100 mmHg dan 200 mmHg

Tekanan Kondenser 100 mmHg				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0,0000	138,9810	-17,1110	0,0000	1,1850
0,4520	144,4940	-16,2662	0,0003	1,1846
0,9040	149,6950	-15,9480	0,0007	1,1843
1,3560	154,7190	-15,8294	0,0011	1,1839
1,8080	159,6950	-15,6068	0,0015	1,1834
2,2600	164,5830	-15,5802	0,0020	1,1829
2,7121	169,4020	-18,5783	0,0025	1,1825
3,1640	174,1650	-7,2352	0,0032	1,1818
3,6161	178,8840	30,7175	0,0042	1,1809
4,0681	183,6290	43,0284	0,0057	1,1793
4,5201	188,3700	53,6388	0,0076	1,1774
4,9721	193,0980	62,1720	0,0097	1,1753
5,4241	197,8050	68,3729	0,0119	1,1731
5,8761	202,4790	72,9111	0,0142	1,1709
6,3281	207,1290	76,9653	0,0166	1,1685
6,7801	211,7560	80,6678	0,0190	1,1660
7,2321	216,3610	84,0866	0,0214	1,1635
7,6841	220,9330	87,1322	0,0239	1,1610
8,1361	225,4780	90,3057	0,0263	1,1586
8,5882	228,1260	92,1841	0,0278	1,1572
8,5882	230,0030	93,6754	0,0288	1,1588

Tekanan Kondenser 200 mmHg				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0,0000	175,8700	-2,7945	0,0000	1,1850
0,2770	179,0230	-2,3786	0,0002	1,1847
0,5540	182,1770	-1,9626	0,0005	1,1845
0,8310	185,1150	-1,8791	0,0007	1,1843
1,1080	188,0100	-1,8618	0,0009	1,1840
1,3850	190,8830	-1,8004	0,0012	1,1838
1,6620	193,7440	-1,7170	0,0015	1,1835
1,9390	196,5850	-1,1521	0,0018	1,1832
2,2160	199,4050	-0,1092	0,0022	1,1828
2,4930	202,2140	6,1296	0,0026	1,1825
2,7700	205,0000	22,6495	0,0031	1,1820
3,0470	207,7870	37,9244	0,0036	1,1814
3,3240	210,5780	47,1063	0,0045	1,1806
3,6010	213,3690	56,2785	0,0053	1,1797
3,8780	216,1580	62,7572	0,0064	1,1786
4,1550	218,9470	69,2358	0,0075	1,1775
4,4320	221,7200	74,1040	0,0088	1,1763
4,7090	224,4910	78,6599	0,0101	1,1750
4,9860	225,4010	80,1568	0,0105	1,1746
5,2630	225,4010	80,1568	0,0105	1,1746
5,2630	230,0030	85,9697	0,0127	1,1723

Tabel B.11 *Summary Result* pada Suhu Akhir Pot 240 °C
Tekanan Kondensor 100 mmHg dan 200 mmHg

Tekanan Kondensor 100 mmHg				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0,0000	138,9810	-17,1110	0,0000	1,1850
0,5053	145,1440	-16,1666	0,0004	1,1846
1,0105	150,8850	-15,9334	0,0008	1,1842
1,5158	156,4780	-15,7494	0,0012	1,1837
2,0210	161,9980	-15,5943	0,0018	1,1832
2,5263	167,4350	-16,7889	0,0023	1,1826
3,0316	172,7820	-18,6350	0,0029	1,1821
3,5368	178,0570	24,8451	0,0040	1,1811
4,0421	183,3570	42,3214	0,0057	1,1794
4,5474	188,6570	54,2372	0,0077	1,1773
5,0527	193,9370	63,2937	0,0101	1,1749
5,5579	199,1890	69,7164	0,0126	1,1725
6,0632	204,4090	74,6961	0,0152	1,1699
6,5684	209,5960	79,0236	0,0179	1,1672
7,0737	214,7480	82,9068	0,0206	1,1644
7,5790	219,8690	86,4236	0,0233	1,1616
8,0842	224,9570	89,9361	0,0260	1,1589
8,5895	230,0110	93,7607	0,0288	1,1561
9,0947	235,0270	98,0690	0,0316	1,1533
9,6000	240,0030	102,8270	0,0346	1,1503
9,6000	240,0030	102,8270	0,0346	1,1529

Tekanan Kondenser 200 mmHg				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0,0000	175,8700	-2,7945	0,0000	1,1850
0,3304	179,6310	-2,2984	0,0003	1,1847
0,6608	183,3360	-1,8897	0,0006	1,1844
0,9913	186,7900	-1,8691	0,0008	1,1841
1,3217	190,2280	-1,8194	0,0012	1,1838
1,6520	193,6420	-1,7200	0,0015	1,1835
1,9825	197,0280	-0,9884	0,0019	1,1831
2,3129	200,3920	0,2556	0,0023	1,1827
2,6433	203,7260	15,0940	0,0029	1,1822
2,9737	207,0490	34,7993	0,0035	1,1816
3,3041	210,3780	46,4480	0,0044	1,1807
3,6346	213,7070	57,0633	0,0055	1,1796
3,9650	217,0340	64,7912	0,0068	1,1783
4,2954	220,3540	71,8571	0,0082	1,1769
4,6258	223,6590	77,2914	0,0097	1,1754
4,9562	226,9530	82,0724	0,0112	1,1738
5,2866	230,2340	86,1246	0,0129	1,1721
5,6170	233,5000	89,6453	0,0146	1,1704
5,9474	236,7580	92,8884	0,0163	1,1687
6,2779	237,2770	93,4043	0,0166	1,1684
6,2779	240,0030	95,5815	0,0180	1,1669

Tabel B.12 *Summary Result* pada Suhu Akhir Pot 250 °C
Tekanan Kondensor 100 mmHg dan 200 mmHg

Tekanan Kondenser 100 mmHg				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0,0000	138,9810	-17,1110	0,0000	1,1850
0,5596	145,8060	-16,0651	0,0004	1,1846
1,1191	152,0980	-15,9185	0,0009	1,1841
1,6787	158,2720	-15,6679	0,0014	1,1836
2,2383	164,3480	-15,5815	0,0020	1,1829
2,7979	170,3110	-19,4050	0,0026	1,1824
3,3574	176,1840	9,4052	0,0036	1,1814
3,9170	182,0430	38,9138	0,0052	1,1798
4,4765	187,9140	52,6849	0,0074	1,1776
5,0362	193,7650	63,0639	0,0100	1,1750
5,5957	199,5800	70,0960	0,0128	1,1723
6,1553	205,3540	75,4851	0,0157	1,1694
6,7148	211,0910	80,1700	0,0186	1,1664
7,2744	216,7890	84,3716	0,0217	1,1633
7,8340	222,4460	88,1549	0,0247	1,1602
8,3936	228,0610	92,1382	0,0277	1,1572
8,9531	233,6280	96,7867	0,0308	1,1541
9,5127	239,1430	102,0050	0,0341	1,1508
10,0723	244,6020	107,7310	0,0377	1,1472
10,6318	245,8460	109,0580	0,0385	1,1464
10,6318	250,0040	113,9300	0,0417	1,1458

Tekanan Kondenser 200 mmHg				
Operating Time	Suhu Pot	Suhu Liquid Condensate	Massa Distilat	Massa Residu
menit	°C	°C	kg	kg
0,0000	175,8700	-2,7945	0,0000	1,1850
0,3845	180,2470	-2,2172	0,0003	1,1847
0,7690	184,4660	-1,8830	0,0007	1,1843
1,1534	188,4850	-1,8589	0,0010	1,1840
1,5379	192,4630	-1,7543	0,0014	1,1836
1,9224	196,4160	-1,2146	0,0018	1,1832
2,3069	200,3310	0,2331	0,0023	1,1827
2,6914	204,2090	17,9613	0,0030	1,1821
3,0759	208,0780	38,8816	0,0037	1,1813
3,4604	211,9520	51,6263	0,0049	1,1802
3,8449	215,8240	61,9817	0,0063	1,1788
4,2293	219,6930	70,7707	0,0079	1,1772
4,6138	223,5390	77,0943	0,0096	1,1754
4,9983	227,3700	82,5886	0,0115	1,1736
5,3828	231,1890	87,3039	0,0134	1,1717
5,7673	234,9810	91,1198	0,0154	1,1696
6,1517	238,7630	94,5130	0,0174	1,1676
6,5362	242,5280	97,3224	0,0194	1,1656
6,9207	246,2700	100,1030	0,0214	1,1636
7,3052	248,9850	102,1190	0,0229	1,1621
7,3052	250,0000	102,9520	0,0234	1,1616

Tabel B.13 Profil Suhu dan *Flow Rate* Tiap Stage pada Variabel Suhu Akhir Pot dengan Tekanan 100 mmHg
 Stage 1 = Kondensor; Stage 2-7 = *Packed column*; Stage 8 = Pot

Suhu Akhir Pot 220 °C				
Stage	Suhu	Tekanan	Liquid flow	Vapor flow
	°C	mmHg	kg/hr	kg/hr
Kondensor	86,534	100	0,1623	0
2	155,083	101,028	0,1223	0,4869
3	192,970	102,057	0,0959	0,4478
4	209,293	103,086	0,0727	0,4217
5	214,932	104,114	0,0542	0,3985
6	217,417	105,143	0,0427	0,3799
7	218,860	106,171	0,0376	0,3683
Pot	220	107,2	0	0,3629

Suhu Akhir Pot 230 °C				
Stage	Suhu	Tekanan	Liquid flow	Vapor flow
	°C	mmHg	kg/hr	kg/hr
Kondensor	93,675	100	0,1645	0
2	176,015	101,028	0,1349	0,4936
3	209,604	102,057	0,137	0,4641
4	218,198	103,086	0,1247	0,466
5	221,980	104,114	0,1112	0,4535
6	224,773	105,143	0,0998	0,4399
7	227,332	106,171	0,0895	0,4282
Pot	230,000	107,2	0	0,4177

Suhu Akhir Pot 240 °C				
Stage	Suhu	Tekanan	Liquid flow	Vapor flow
	°C	mmHg	kg/hr	kg/hr
Kondensor	102,827	100	0,1816	0

2	187,3	101,028	0,1766	0,5447
3	217,489	102,057	0,1954	0,5395
4	225,356	103,086	0,1893	0,5581
5	229,247	104,114	0,1769	0,5519
6	232,553	105,143	0,1619	0,5392
7	236,052	106,171	0,1443	0,524
Pot	240,003	107,2	0	0,5061

Suhu Akhir Pot 250 °C				
Stage	Suhu	Tekanan	Liquid flow	Vapor flow
	°C	mmHg	kg/hr	kg/hr
Kondensor	113,93	100	0,2176	0
2	201,81	101,028	0,2528	0,6528
3	227,677	102,057	0,2867	0,6878
4	234,651	103,086	0,2818	0,7214
5	238,501	104,114	0,2666	0,7164
6	242,003	105,143	0,2465	0,7009
7	245,804	106,171	0,2229	0,6806
Pot	250,004	107,2	0	0,6567

Tabel B.14 Profil Suhu dan *Flow Rate* Tiap Stage pada Variabel Suhu Akhir Pot dengan Tekanan 200 mmHg
Stage 1 = Kondensor; Stage 2-7 = *Packed column*; Stage 8 = Pot

Suhu Akhir Pot 220 °C				
Stage	Suhu	Tekanan	Liquid flow	Vapor flow
	°C	mmHg	kg/hr	kg/hr
Kondensor	71,4691	200,0002	0,1304	0,0000
2	107,4750	201,0285	0,1527	0,3913
3	118,4930	202,0576	0,1474	0,4138
4	126,5520	203,0860	0,1328	0,4086

5	135,5480	204,1143	0,0992	0,3943
6	152,1430	205,1426	0,0248	0,3611
7	202,8380	206,1717	0,0000	0,2878
Pot	220,0020	207,2000	0,0000	0,2628

Suhu Akhir Pot 230 °C				
Stage	Suhu	Tekanan	Liquid flow	Vapor flow
	°C	mmHg	kg/hr	kg/hr
Kondensor	85,9697	200,0002	0,1304	0,0000
2	135,9690	201,0285	0,1527	0,3913
3	153,1370	202,0576	0,1474	0,4138
4	169,8520	203,0860	0,1328	0,4086
5	201,6820	204,1143	0,0992	0,3943
6	226,6640	205,1426	0,0248	0,3611
7	230,5220	206,1717	0,0000	0,2878
Pot	230,0030	207,2000	0,0000	0,2628

Suhu Akhir Pot 240 °C				
Stage	Suhu	Tekanan	Liquid flow	Vapor flow
	°C	mmHg	kg/hr	kg/hr
Kondensor	95,5815	200,0002	0,1585	0,0000
2	169,9860	201,0285	0,1264	0,4756
3	210,1970	202,0576	0,0981	0,4442
4	230,0180	203,0860	0,0725	0,4163
5	236,5310	204,1143	0,0514	0,3907
6	238,5990	205,1426	0,0385	0,3695
7	239,3770	206,1717	0,0334	0,3565
Pot	240,0030	207,2000	0,0000	0,3512

Suhu Akhir Pot 250 °C				
Stage	Suhu	Tekanan	Liquid flow	Vapor flow
	°C	mmHg	kg/hr	kg/hr
Kondensor	102,9520	200,0002	0,1585	0,0000
2	195,9680	201,0285	0,1333	0,4756
3	231,3690	202,0576	0,1365	0,4505
4	240,0130	203,0860	0,1237	0,4536
5	243,4840	204,1143	0,1104	0,4407
6	245,8200	205,1426	0,0998	0,4272
7	247,8720	206,1717	0,0912	0,4163
Pot	250,0020	207,2000	0,0000	0,4075

BIOGRAFI PENULIS



Farida Norma Yulia lahir di Surabaya, 5 Juli 1996, merupakan anak keempat dari lima bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal terakhir di SMA Negeri 5 Surabaya. Lulus dari SMA pada tahun 2014, penulis melanjutkan studi S1 di Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Semasa kuliah, penulis aktif dalam kegiatan organisasi mahasiswa Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEKK) FTI-ITS di tahun 2015 hingga 2017. Penulis memiliki pengalaman kerja praktek selama satu bulan di perusahaan bidang petrokimia PT. Chandra Asri Petrochemical, Cilegon, Banten di tahun 2016. Pada semester ganjil 2017/2018 penulis bergabung menjadi tim asisten Laboratorium Kimia Organik dan menjadi bagian dari Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses. Bersama rekannya, penulis telah menyelesaikan tugas Pra Desain Pabrik Kimia berjudul “Minyak Pelumas Dasar Golongan III dari *Crude Oil* Banyu Urip” dan tugas Skripsi berjudul “Perancangan Proses Pemisahan Minyak Pelumas Bekas Menjadi Pelumas Dasar dengan Distilasi Atmosferik Dilanjutkan Distilasi Vakum”. Pertanyaan maupun kritik dan saran dapat dikirim ke ridanorma@gmail.com.

BIOGRAFI PENULIS



Feby Listyo Ramadhani lahir di Surabaya, 6 Februari 1996, merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal terakhir di SMA Negeri 1 Sidoarjo. Lulus dari SMA pada tahun 2014, penulis melanjutkan studi S1 di Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Semasa kuliah, penulis aktif dalam kegiatan organisasi mahasiswa Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEKK) FTI-ITS di tahun 2015 hingga 2017. Penulis memiliki pengalaman kerja praktek selama satu setengah bulan di perusahaan bidang *oil and gas* yakni di PT. Pertamina (Persero) RU V, Balikpapan, Kalimantan Timur di tahun 2017. Pada semester ganjil 2017/2018 penulis bergabung menjadi tim asisten Laboratorium Teknik Kimia dan menjadi bagian dari Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses. Bersama rekannya, penulis telah menyelesaikan tugas Pra Desain Pabrik Kimia berjudul “Minyak Pelumas Dasar Golongan III dari *Crude Oil* Banyu Urip” dan tugas Skripsi berjudul “Perancangan Proses Pemisahan Minyak Pelumas Bekas Menjadi Pelumas Dasar dengan Distilasi Atmosferik Dilanjutkan Distilasi Vakum”. Pertanyaan maupun kritik dan saran dapat dikirim ke febylistyoramadhani@gmail.com.