



TESIS - TK185401

**INTENSIFIKASI PROSES DEHIDRASI GAS ALAM  
DENGAN MENGGUNAKAN TEG KEMURNIAN TINGGI  
(>99,9%) SEBAGAI ALTERNATIF PENGGANTI  
PROSES DEHIDRASI DENGAN MOLECULAR SIEVE**

**ADHI KURNIAWAN  
02211850012002**

**DOSEN PEMBIMBING  
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.  
Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.**

**Departemen Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
2020**



TESIS-TK185401

**INTENSIFIKASI PROSES DEHIDRASI GAS ALAM DENGAN  
MENGUNAKAN TEG KEMURNIAN TINGGI (>99,9%)  
SEBAGAI ALTERNATIF PENGGANTI PROSES DEHIDRASI  
DENGAN MOLECULAR SIEVE**

ADHI KURNIAWAN  
02211850012002

DOSEN PEMBIMBING  
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.  
Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.

PROGRAM MAGISTER  
BIDANG KEAHLIAN TEKNOLOGI PROSES  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020

# LEMBAR PENGESAHAN TESIS

Tesis disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar  
**Magister Teknik (M.T.)**

Di

**Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Oleh:

**ADHI KURNIAWAN**

**NRP: 02211850012002**

Tanggal Ujian: 3 Agustus 2020

Periode Wisuda: September 2020

Disetujui Oleh:




**Pembimbing:**

1. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.  
NIP: 195307191978031001
2. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.  
NIP: 197306151999031003

  
.....  
  
.....

**Penguji**

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.  
NIP: 196301221987011001
2. Dr. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D.  
NIP: 198107132005011001
3. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.  
NIP: 197610202005012001

  
.....  
  
.....  
  
.....



Kepala Departemen Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem

  
.....  
**Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.**  
NIP: 197503062002122002

**INTENSIFIKASI PROSES DEHIDRASI GAS ALAM DENGAN  
MENGUNAKAN TEG KEMURNIAN TINGGI (>99,9%) SEBAGAI  
ALTERNATIF PENGGANTI PROSES DEHIDRASI DENGAN  
MOLECULAR SIEVE**

**Disusun oleh : Adhi Kurniawan NRP: 02211850012002**

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

**ABSTRAK**

Dehidrasi gas alam (*natural gas dehydration unit*) adalah proses yang penting dalam pengolahan gas alam yang ditujukan untuk menghindari permasalahan operasional yang serius seperti terbentuknya gas hidrat ataupun korosi dalam peralatan proses. Sebagai salah satu proses *pre-treatment* dalam proses *cryogenic* untuk produksi *Natural Gas Liquids* (NGL), dehidrasi umumnya dilakukan secara bertahap menggunakan absorpsi dengan *triethylene glycol* (TEG) dan kemudian dilanjutkan dengan dehidrasi menggunakan *Molecular Sieve* untuk mencapai tingkat water moisture 1 mg/Sm<sup>3</sup>. Penelitian ini ditujukan untuk mendapatkan konfigurasi proses dehidrasi dengan peningkatan performa dalam mencapai kualitas *moisture* dalam gas jual. Terdapat 3 konfigurasi proses absorpsi-regenerasi yang dikembangkan dan disimulasikan dalam Aspen Hysys V.10 untuk mencapai tingkat kemurnian TEG yang tinggi, yaitu (1) regenerasi dengan skema *recycled stripping gas*, (2) memanfaatkan flash gas sebagai tambahan stripping agent, dan (3) menggunakan skema dual-purity pada kolom absorber. Hasil penelitian ini menunjukkan bahwa ketiga proses dengan resirkulasi *stripping gas* menghasilkan TEG dengan kemurnian yang tinggi >99,99% berat (*high purity* TEG), menurunkan penggunaan energi pemanasan dan pendinginan secara signifikan (80%), dan menurunkan kebutuhan penggunaan listrik sekitar 29% jika dibandingkan dengan *Base Case*. Konfigurasi terbaik adalah *Evaluated case 2* dimana melalui pemanfaatan *flash gas* dapat diperoleh penghematan penggunaan *stripping gas* setara \$41.564/tahun (penghematan 29%). *Total Annual Cost* (TAC)

dapat diturunkan sebesar 43,8% dari \$ 725.245/tahun menjadi \$ 407.769/tahun. Melalui penelitian ini, konfigurasi yang dibuat dapat menghasilkan kualitas *moisture* dalam gas yang setara dibandingkan *Base Case*, dengan menggunakan peralatan yang lebih sedikit, proses yang lebih sederhana, serta hasil perhitungan keekonomian yang lebih baik. Dengan demikian, proses yang lebih efisien dalam penggunaan energi dapat diperoleh melalui intensifikasi proses ini.

**Kata kunci:** *dehydration unit, high purity TEG, recycled stripping gas, total annual cost*

**PROCESS INTENSIFICATION OF NATURAL GAS DEHYDRATION  
USING HIGH-PURITY TEG (99.9%-wt) AS AN ALTERNATIVE TO THE  
MOLECULAR SIEVE DEHYDRATION PROCESS**

**By : Adhi Kurniawan NRP: 02211850012002**

**Supervisors : Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.  
Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.**

**ABSTRACT**

Natural gas dehydration is essential in natural gas processing to avoid serious problems such as hydrate formation or internal corrosion. As a pretreatment in a cryogenic Natural Gas Liquid (NGL) recovery process, it typically uses triethylene glycol (TEG) and followed by a Molecular Sieve dehydration to achieve 1 mg/Sm<sup>3</sup> of water moisture in the dehydrated gas. The objective of this work is to develop new process configurations to improve the performance of existing dehydration unit in satisfying the gas moisture qualities. There are 3 (three) different process configurations that were developed and simulated in Aspen HYSYS V.10 to achieve a very high TEG purity, i.e. (1) the recycled stripping gas, (2) the recycled stripping gas plus flash gas, and (3) dual-purity feed in the TEG Absorber. The results revealed that all three configurations have provided sufficiently high purity TEG (>99.99%-wt), significantly reduced the heating and cooling duty by 80%, and reduced the electrical duty by 29% compared to the base case. The best configuration is the Evaluated case 2 where the use of flash gas has led to the saving of sales gas as stripping gas up to \$41,564/year (29% reduction). The TAC was further reduced by 43.8% from \$ 725,245 /year to \$ 407,769 /year. Through this study, the evaluated cases provide similar dehydration results with less equipment, a simpler process, and better economic numbers. Therefore, a more energy-efficient process was obtained through this process intensification.

**Keywords:** dehydration unit, high purity TEG, recycled stripping gas, total annual cost

Halaman ini sengaja dikosongkan

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kepada Allah SWT karena atas berkah dan rahmat-Nya penyusun dapat menyelesaikan Laporan Tesis yang berjudul, “Intensifikasi Proses Dehidrasi Gas Alam Dengan Menggunakan TEG Kemurnian Tinggi (>99,9%) Sebagai Alternatif Pengganti Proses Dehidrasi Dengan Molecular Sieve”. Tugas ini merupakan salah satu prasyarat untuk meraih gelar magister di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (FTIRS-ITS).

Selama penyusunan Laporan Tesis ini, penyusun mendapat banyak bimbingan, bantuan dan dorongan dari berbagai pihak. Untuk itu penyusun ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
2. Bapak Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng., selaku Kepala Laboratorium Rekayasa Sistem Proses yang telah memberikan kesempatan penggunaan laboratorium dalam penyelesaian pengerjaan Tesis ini.
3. Bapak Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D., dan Bapak Juwari, S.T, M.Eng., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing atas bimbingan, arahan, kritik dan saran yang telah diberikan kepada penyusun dalam pengerjaan Tesis ini.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng., Bapak Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D. dan Ibu Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T. selaku Dosen Penguji atas saran dan masukan yang telah diberikan kepada penyusun dalam pengerjaan Tesis ini.
5. Bapak Khostarosa Andhika Jaya selaku *General Manager Saka Indonesia Pangkah Limited* serta Bapak Argo Rusdibyo selaku *Senior Manager Production Saka Indonesia Pangkah Limited* atas dukungan dan fasilitas yang diberikan kepada penyusun selama menempuh studi pascasarjana.
6. Orang tua penyusun, Bapak dan Ibu Sukirman, istri penyusun, Nuning Andriani dan anak-anak penyusun, Vania Putri Paramitha dan Diandra



Anindya Putri atas doa, dukungan, perhatian dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.

7. Keluarga besar Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS), khususnya teman-teman mahasiswa pascasarjana Teknik Kimia ITS atas semua dukungan, semangat, serta kerjasamanya.

Penyusun menyadari bahwa penulisan laporan ini masih banyak kekurangan oleh karena itu penyusun mengharapkan saran dan masukan yang konstruktif untuk kesempurnaan laporan ini.

Surabaya, 20 Agustus 2020

Penyusun

## DAFTAR ISI

ABSTRAK .....	i
ABSTRACT .....	iii
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI .....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	ix
DAFTAR TABEL .....	xi
BAB 1 .....	1
PENDAHULUAN .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Rumusan Masalah .....	6
1.3. Batasan Masalah .....	6
1.4. Tujuan Penelitian .....	7
1.5. Manfaat Penelitian .....	7
1.6. Hipotesa Penelitian .....	8
BAB 2 .....	9
TINJAUAN PUSTAKA .....	9
2.1. Proses Dehidrasi dengan larutan TEG .....	9
2.2. Proses Regenerasi larutan TEG .....	10
2.3. Studi Hasil Penelitian Sebelumnya (State of the Art) .....	11
BAB 3 .....	17
METODOLOGI PENELITIAN .....	17
3.1. Diagram Alir Proses .....	18
3.2. Kondisi Operasi .....	22
3.3. Perhitungan Sizing Peralatan Utama .....	24
3.4. Software yang digunakan .....	24
3.5. Tahapan Penelitian .....	25
3.6. Tata Waktu Pelaksanaan .....	34
BAB 4 .....	35
HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN .....	35

4.1.	Hasil Verifikasi Simulasi .....	35
4.2.	Hasil Simulasi Proses Absorpsi TEG (Tahap 1).....	41
4.3.	Hasil Simulasi Proses Regenerasi TEG (Tahap 2) .....	41
4.4.	Hasil simulasi gabungan proses dehidrasi dan regenerasi TEG (Tahap 3) 42	
4.5.	Perhitungan Total Annual Cost untuk Base Case .....	46
4.6.	Perhitungan Total Annual Cost untuk Evaluated Case.....	47
BAB 5 .....		49
KESIMPULAN DAN SARAN .....		49
5.1.	Kesimpulan .....	49
5.2.	Saran .....	50
DAFTAR PUSTAKA.....		51
LAMPIRAN .....		55
BIOGRAFI PENULIS .....		107

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Diagram Alir Proses Dehidrasi Gas Alam dengan TEG .....	1
Gambar 1. 2 Diagram Alir Proses Dehidrasi Gas Alam dengan Molecular Sieve Bed .....	2
Gambar 2.1 Dew point H <sub>2</sub> O vs. suhu operasi kolom absorpsi pada berbagai konsentrasi TEG .....	9
Gambar 2.2 Water removal vs. laju alir TEG pada berbagai konsentrasi TEG (N=3.0) .....	10
Gambar 2.3 Pemilihan teknologi dehidrasi berdasarkan tingkat water moisture di gas umpan dan tingkat water dewpoint yang diinginkan (Olijhoek dan Leeuw, 2015) .....	11
Gambar 3.1 Diagram blok sederhana proses pada Pabrik Pengolahan Gas Alam (a) kondisi existing, dan (b) rencana intensifikasi proses, yaitu meningkatkan kemurnian TEG proses regenerasi sehingga dapat menggantikan proses molecular sieve .....	17
Gambar 3.2 Diagram alir proses dehidrasi dengan TEG absorption (Base Case) 19	
Gambar 3. 3 Diagram alir proses dehidrasi dengan Molecular sieve adsorption (Base Case) .....	19
Gambar 3. 4 Skematik mode operasional proses dehidrasi dengan Molecular sieve adsorption (Base Case) .....	20
Gambar 3. 5 Diagram alir proses dehidrasi TEG Absorption dengan modifikasi sistem regenerasi recycled stripping gas (Evaluated case 1) .....	20
Gambar 3. 6 Diagram alir proses dehidrasi TEG Absorption dengan modifikasi sistem regenerasi + flash gas recycled stripping (Evaluated case 2) .....	21
Gambar 3. 7 Diagram alir proses dehidrasi TEG Absorption dengan modifikasi Dual-purity Feed dan sistem regenerasi + flash gas recycled stripping (Evaluated case 3) .....	21
Gambar 3. 8 Diagram alir simulasi untuk TEG Absorber menggunakan Aspen Hysys .....	26
Gambar 3. 9 Diagram alir simulasi untuk Glycol Regenerator dan Stahl Column menggunakan Aspen Hysys .....	26
Gambar 3. 10 Diagram alir simulasi untuk TEG Dehydration dengan Conventional Regenerator menggunakan Aspen Hysys .....	29
Gambar 3. 11 Diagram alir simulasi untuk TEG Dehydration dengan Recycled Stripping Gas Regenerator menggunakan Aspen Hysys .....	30
Gambar 3. 12 Diagram alir simulasi untuk TEG Dehydration dengan Recycled Flash Gas and Stripping Gas Regenerator menggunakan Aspen Hysys .....	31

Gambar 3. 13 Diagram alir simulasi untuk TEG Dehydration dengan Dual Purity Feed Absorber serta Recycled Stripping Gas Regenerator menggunakan Aspen Hysys ..... 32

Gambar 4. 1 Kurva perbandingan performa absorpsi (water dew point depression) dengan berbagai kemurnian TEG sebagai fungsi sirkulasi TEG dibandingkan dengan data literatur ..... 36

Gambar 4. 2 Kurva perbandingan performa absorpsi (equilibrium water dew point) dengan berbagai kemurnian TEG sebagai fungsi suhu operasi kolom TEG Contactor dibandingkan dengan data literatur ..... 37

Gambar 4. 3 Kurva perbandingan performa absorpsi (water removal ratio) dengan berbagai kemurnian TEG sebagai fungsi sirkulasi TEG dibandingkan dengan data literatur ..... 38

Gambar 4. 4 Kurva perbandingan performa absorpsi dengan TEG (kemurnian 99,998 %-berat) dengan variasi jumlah stage teoretis pada kolom TEG Absorber ..... 39

Gambar 4.5 Kurva perbandingan performa absorpsi dengan TEG (jumlah stage teoretis pada kolom TEG Absorber,  $N = 8$ ) dengan variasi berbagai kemurnian larutan TEG ..... 40

Gambar 4.6 Kurva perbandingan performa absorpsi dengan TEG (kemurnian 99,998 %-berat) dengan variasi jumlah stage teoretis pada kolom TEG Absorber ..... 40

Gambar 4. 7 Kurva perbandingan performa absorpsi (water removal ratio) dengan berbagai kemurnian TEG sebagai fungsi laju sirkulasi lean TEG pada kolom TEG Contactor dengan tekanan operasi 45 barg dan suhu operasi 30°C ..... 41

Gambar 4. 8 Kurva perbandingan performa absorpsi (water removal ratio) dengan berbagai kemurnian TEG sebagai fungsi laju sirkulasi lean TEG pada kolom TEG Contactor dengan tekanan operasi 60 barg dan suhu operasi 30°C ..... 41

## DAFTAR TABEL

Tabel 3. 1 Komposisi gas alam yang digunakan dalam simulasi.....	22
Tabel 3. 2 Kondisi operasi dan data ringkas peralatan proses sebelum intensifikasi proses .....	22
Tabel 3.3 Kondisi operasi dan data ringkas peralatan proses dalam intensifikasi proses .....	23
Tabel 3. 4 Ringkasan Utility dan Chemical Cost.....	33
Tabel 3. 5 Capital cost estimation summary .....	33
Tabel 4. 1 Hasil simulasi regenerasi TEG dengan stripping agent (natural gas) dengan variasi laju alir stripping gas.....	42
Tabel 4. 2 Rangkuman hasil simulasi proses TEG Absorption dan Mole-Sieve Adsorption serta usulan konfigurasi TEG Absorption dengan modifikasi sistem regenerasi .....	43
Tabel 4. 3 Perbandingan konsumsi energi antara base case (TEG conventional & mole sieve dehydration) dan evaluated case (TEG dehydration + recycled stripping gas).....	44
Tabel 4. 4 Perbandingan keperluan stripping gas pada Evaluated case 1 dan 2 (recycled stripping gas vs. recycled stripping and flash gas).....	45
Tabel 4. 5 Perbandingan glycol losses pada Evaluated case 1 dan 2 (recycled stripping gas vs. recycled stripping and flash gas).....	46
Tabel 4. 6 Perhitungan Total Annual Cost untuk Base case (TEG conventional & Mole sieve dehydration).....	46
Tabel 4. 7 Perhitungan Total Annual Cost untuk evaluated cases (TEG dehydration + recycled stripping gas) .....	47
Tabel B. 1 Parameter operasional absorption dehydration (conventional) .....	57
Tabel B. 2 Parameter operasional molecular sieve dehydration .....	58
Tabel B. 3 Parameter operasional absorption dehydration (enhanced regeneration) .....	58
Tabel C. 1 Hasil equipment sizing: Base case (TEG & Mole sieve dehydration) 60	
Tabel C. 2 Hasil equipment sizing: Evaluated case (Recycled Stripping Gas with natural gas).....	60
Tabel C. 3 Estimasi capital cost untuk main equipment: base case (TEG dehydration) .....	61
Tabel C. 4 Estimasi capital cost untuk main equipment: base case (mole sieve dehydration) .....	61

Tabel C. 5 Estimasi operating cost untuk main equipment: base case (TEG dehydration).....	62
Tabel C. 6 Estimasi operating cost untuk main equipment: base case (mole sieve dehydration).....	62
Tabel C. 7 Estimasi capital cost untuk main equipment: Evaluated case 1 (Recycled Stripping Gas with natural gas).....	62
Tabel C. 8 Estimasi operating cost untuk main equipment: Evaluated case 1 (Recycled Stripping Gas with natural gas).....	63
Tabel C. 9 Estimasi capital cost untuk main equipment: Evaluated case 2 (Recycled Stripping Gas with natural gas + Flash Gas).....	63
Tabel C. 10 Estimasi operating cost untuk main equipment: Evaluated case 1 (Recycled Stripping Gas with natural gas + Flash Gas).....	64

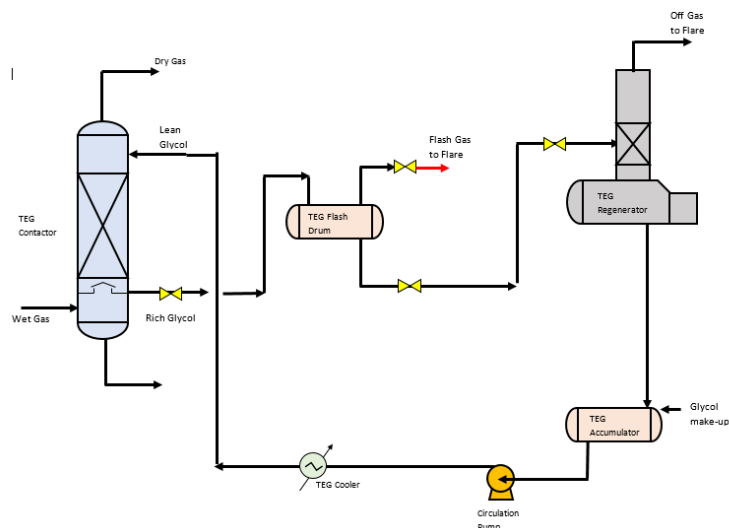
# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1.Latar Belakang

Gas Alam pada umumnya diproduksi dari reservoir dalam keadaan terjenuhi (atau berada dalam kesetimbangan) dengan air. Selain itu, gas alam seringkali memiliki kandungan pengotor (*impurities*) seperti gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S. Dalam proses pemisahan gas-gas tersebut, seringkali dilakukan dengan menggunakan pelarut *aqueous* seperti larutan *amine*, dan lain-lain. Hal ini pada akhirnya dapat menyebabkan gas alam yang sedang diolah menjadi berkesetimbangan dengan air.

Proses dehidrasi gas alam adalah proses pengolahan gas alam yang bertujuan untuk mengurangi kandungan air dalam gas alam. Proses dehidrasi umumnya dilakukan untuk mencegah terjadinya permasalahan operasional seperti hidrat dan kondensasi air selama dalam proses pengolahan, misalnya pengolahan LPG (*Liquified Petroleum Gas*) maupun proses transportasi gas alam melalui *pipeline*. Selain itu hal tersebut di atas, proses dehidrasi juga dilakukan untuk memenuhi persyaratan spesifikasi gas alam dalam jual beli gas. Tujuan lainnya adalah untuk mencegah terjadinya proses korosi karena adanya *free-water*.



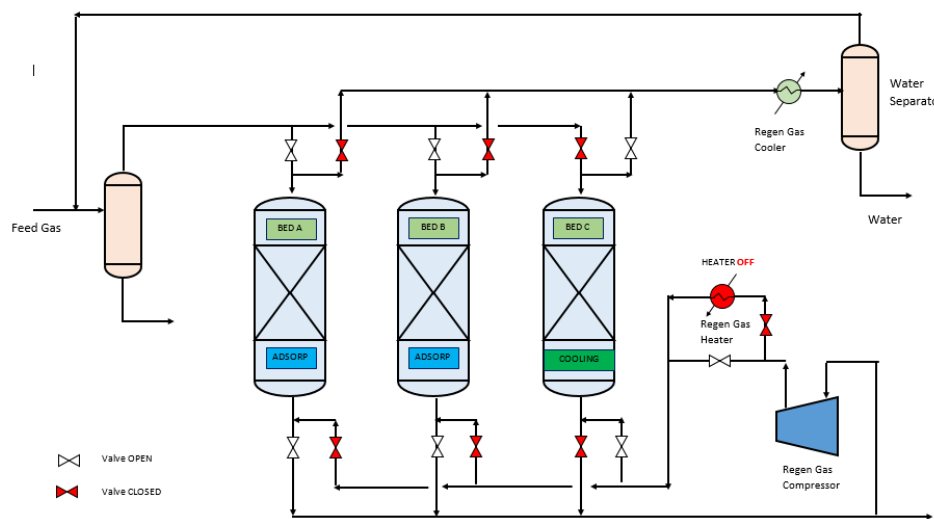
Gambar 1. 1 Diagram Alir Proses Dehidrasi Gas Alam dengan TEG



Salah satu proses dehidrasi yang umum dipakai dalam pengolahan gas alam di industri migas adalah dengan menggunakan larutan *Triethylene Glycol* (TEG) seperti tergambar dalam Gambar 1.1. Dalam proses ini, gas alam dikontakkan dengan larutan TEG di dalam kolom absorpsi secara *counter-current*. Larutan TEG yang keluar dari kolom absorpsi umumnya disebut sebagai *Rich Glycol* selanjutnya dialirkan ke dalam proses regenerasi, dimana hidrokarbon terlarut, padatan partikel terlarut dan air akan dipisahkan sehingga larutan TEG tersebut dapat digunakan kembali sebagai *Lean Glycol*.

Hasil pemurnian *Lean Glycol* dalam proses regenerasi pada umumnya terbatas pada kemurnian 98,6%-berat TEG. Konsentrasi glikol tersebut adalah kemurnian TEG yang dapat dicapai melalui proses *reboiling* larutan TEG pada suhu 400°F (204,4°C) pada tekanan atmosferik. Pada suhu di atas 204,4°C larutan TEG akan mulai mengalami proses degradasi Mokhatab dkk. (2015).

Adapun gas alam yang akan mengalami proses pengolahan LPG, khususnya proses *cryogenic*, gas alam akan didinginkan sampai dengan -60°C pada tekanan kerja 17-20 barg untuk kemudian difraksinasi di dalam kolom Deetanizer, Depropanizer dan Debutanizer. Untuk mencegah terjadinya hidrat gas di dalam peralatan proses *cryogenic* maka gas alam umumnya dikeringkan dengan melalui proses adsorpsi dengan padatan *Molecular Sieve*. Setelah melalui proses adsorpsi, gas alam pada umumnya memiliki tingkat *water moisture* sampai dengan 1,0 ppm (Carrol, 2014).



Gambar 1. 2 Diagram Alir Proses Dehidrasi Gas Alam dengan Molecular Sieve Bed

Proses dehidrasi dengan *Molecular Sieve* ini, pada umumnya dilakukan dengan konfigurasi lebih dari 1 *tower dehidrator*. Gambar 1.2 menunjukkan contoh diagram alir proses dehidrasi gas alam menggunakan *molecular sieve* dengan konfigurasi 3 *tower*.

Gas alam akan dialirkan ke dalam tower dehidrator berisikan *Molecular Sieve bed* dimana kandungan uap air dalam gas alam akan terserap ke dalam padatan *molecular sieve*. Setelah mencapai waktu tertentu, sebelum *molecular bed* terjenuhi air, maka tower tersebut akan menjalani tahapan regenerasi. Proses regenerasi dilakukan dengan mengalirkan gas alam yang sudah dikeringkan dan dipanaskan hingga mencapai temperatur 300°C ke dalam tower dehidrator. Pada tahapan ini, air yang terserap dalam padatan *molecular sieve* akan menguap dan terbawa bersama gas panas tersebut sehingga *molecular sieve bed* siap digunakan kembali pada tahapan adsorpsi berikutnya. Proses adsorpsi bisa dilakukan selama 24 jam untuk tiap towernya. Sedangkan proses regenerasi umumnya dilakukan selama 6 jam kemudian didinginkan selama 6 jam sebelum memasuki tahapan adsorpsi berikutnya. Setelah mengalami siklus pemanasan dan pendinginan berulang kali (> 1.600 kali), *molecular sieve* akan mengalami penurunan kemampuan penyerapan hingga 50% (Mokhatab et al., 2015) sehingga perlu mengalami penggantian. Oleh karenanya, tergantung panjang tahapan adsorpsi, regenerasi dan pendinginan gas yang diterapkan, maka pada umumnya unit dehidrasi dengan *molecular sieve* memerlukan penghentian produksi (*Total Plant Shutdown*) untuk melakukan penggantian total *molecular sieve bed*. Umumnya, ini dilakukan tiap 4-5 tahun sekali, dengan lama pengerjaan penggantian sekitar 2-3 minggu kerja. Penghentian produksi ini tentunya berdampak terhadap hilangnya pendapatan perusahaan pengolah gas alam tersebut, yaitu pendapatan dari penjualan gas alam dan penjualan produk LPG tersebut.

Improvisasi proses dehidrasi gas alam mendapatkan perhatian dari beberapa peneliti. Perbandingan antara performa dehidrasi menggunakan absorpsi dan adsorpsi serta teknik kondensasi telah dijabarkan oleh Netusil dan Ditl (2011). Teknik adsorpsi secara umum menggunakan energi sekitar dua kali lipat dibandingkan teknik absorpsi dengan beban yang sama. Biaya operasi yang dominan dalam proses adsorpsi adalah digunakan untuk penyediaan energi

pemanasan, pendinginan dan kompresi regeneration gas (Kidnay dan Parrish, 2006). Oleh karenanya, untuk mengurangi ukuran unit *Molecular Sieve* pada dehidrasi gas alam pra-proses *cryogenic*, umumnya proses absorpsi TEG digunakan sebagai pemisahan awal sebelum gas alam dikeringkan lebih lanjut dalam *Molecular Sieve unit* (Carrol, 2014).

Untuk meningkatkan kemurnian TEG di atas angka 98,6%-berat, ada beberapa penelitian yang telah dipublikasikan. Kong dkk. (2018) membuat *review article* yang memaparkan berbagai teknik proses dehidrasi yang ada untuk mencapai kemurnian TEG tertentu, antara lain dengan teknik *stripping gas*; baik menggunakan *natural gas*, *inert* (nitrogen), ataupun *volatile hydrocarbon* (proses Drizo) maupun teknik ColdFinger (*partial condensing water*). Improvisasi dengan proses Drizo, diketahui mampu meningkatkan kemurnian TEG hingga 99,998%-berat (Saidi dkk., 2014). Proses dehidrasinya mampu menghasilkan *water dew point* hingga  $-82^{\circ}\text{C}$ . Skiff dkk. (2002) meneliti proses dehidrasi menggunakan proses regenerasi Drizo, yang mampu menghasilkan *water dew point*  $-80^{\circ}\text{C}$ . Hambatan dalam menggunakan proses Drizo ini adalah ketersediaan *volatile hydrocarbon* yang digunakan sebagai *stripping agent*. Selama operasional, jumlah *volatile hydrocarbon* akan berkurang seiring berjalannya waktu, sehingga perlu dilakukan penambahan (*make-up*). Hal ini menimbulkan tantangan tersendiri dalam menyediakan material dengan komposisi hidrokarbon yang tepat sebagai *make-up*. Penggunaan *inert gas* (*nitrogen*) sebagai material *stripping gas* juga telah diteliti oleh beberapa peneliti, antara lain Gad dkk. (2016) dan Kong dkk.(2019). Dalam penelitian Gad dkk. tidak secara spesifik menjelaskan target *water dew point* yang dicapai, namun kemurnian TEG sebesar 99,7%-berat telah dicapai. Sedangkan Kong dkk. (2019) membandingkan performa dehidrasi menggunakan *stripping gas* menggunakan *natural gas* dengan *nitrogen*. Tingkat *water dew point* yang dapat dicapai adalah  $-25^{\circ}\text{C}$  dengan kemurnian TEG sebesar 99,82%-berat. Hambatan dalam menggunakan nitrogen sebagai material *stripping gas* adalah pada pengadaan utilitas eksternal untuk nitrogen *make-up*. Adapun penggunaan *natural gas*, jauh lebih mudah dalam pengadaan mengingat gas alam itu sendiri selalu tersedia di dalam Gas Plant. Akan tetapi, seperti yang telah dinyatakan oleh Kong dkk. (2019) peningkatan jumlah penggunaan *natural gas* sebagai *stripping gas* akan dapat

meningkatkan kemurnian TEG, namun di sisi lain mengurangi jumlah gas yang tersedia untuk *sales gas*. Oleh karena itu, tantangan yang ada adalah mendapatkan konfigurasi proses dehidrasi dengan *stripping gas* menggunakan *natural gas* secara efisien untuk mencapai tingkat kemurnian TEG tertentu (>99,99%) dan tentunya *water dew point* gas alam yang diharapkan (<-60°C).

Salah satu pabrik pengolahan LPG domestik di Gresik, Jawa Timur, menggunakan 2 tahap dehidrasi, yaitu (1) proses dehidrasi dengan absorpsi menggunakan larutan TEG kemudian dilanjutkan dengan (2) proses dehidrasi menggunakan adsorpsi dengan padatan *molecular sieve*. Pabrik pengolahan LPG tersebut sudah pernah mengalami penggantian unit *molecular sieve bed* secara total di tahun 2012. Proses penggantian melibatkan penghentian produksi selama 3 minggu.

Mencermati hal tersebut di atas, maka perlu dilakukan kajian untuk melakukan intensifikasi proses terhadap unit dehidrasi gas alam dua tahap (absorpsi dan adsorpsi) di pabrik pengolahan LPG berbasis proses *cryogenic*. Ada beberapa motivasi yang melandasi intensifikasi proses ini, yaitu harapan untuk dapat meningkatkan efisiensi penggunaan energi dalam proses dehidrasi. Terdapat potensi penurunan penggunaan tingkat energi sampai dengan 50% dengan mengganti proses *molecular sieve* dengan *enhanced TEG dehydration*. Selain itu, harapan untuk dapat melakukan efisiensi proses operasi melalui intensifikasi proses dimana jumlah peralatan proses yang terlibat akan lebih sedikit. Hal lainnya adalah jumlah *inventory* gas hidrokarbon yang terlibat dalam proses dehidrasi juga diharapkan akan jauh berkurang, karena hanya melibatkan satu kolom absorber, yaitu TEG Absorber, dibandingkan dengan penggunaan tiga tower dehidrasi *molecular sieve*. Target *water dew point* -60°C diharapkan dapat dicapai dengan penggunaan sistem resirkulasi *stripping gas* menggunakan *natural gas*. Sistem resirkulasi yang efisien diharapkan dapat mengurangi penggunaan *fresh natural gas* sebagai sumber *stripping gas*. Selain hal tersebut, intensifikasi proses ini juga akan memberikan penghematan penggunaan energi di pabrik pengolahan LPG, serta menghindari siklus keperluan penghentian proses produksi selama 2-3 minggu setiap 4-5 tahun sekali untuk penggantian *molecular sieve bed* yang berakibat pada penurunan pendapatan pada tahun tersebut.

## 1.2.Rumusan Masalah

Intensifikasi proses dehidrasi gas alam di industri khususnya pada salah satu pabrik pengolahan gas alam domestik di Jawa Timur adalah dilakukan untuk menjawab persoalan-persoalan sebagai berikut.

1. Mengetahui batas kemurnian minimum dari larutan TEG pada tekanan kerja dan temperatur kerja TEG Absorber yang dapat menghasilkan tingkat *water moisture* < 1 ppm dan *water dew point* < -60°C pada gas keluaran dari TEG Absorber.
2. Mendapatkan konfigurasi proses TEG Absorber dengan tingkat kemurnian larutan TEG tertentu yang dapat menghasilkan tingkat *water moisture* < 1 ppm dan *water dew point* < -60°C pada gas keluaran dari TEG Absorber.
  - a. Menentukan jumlah stage teoretis yang dibutuhkan.
  - b. Menentukan tinggi *structure packing* yang diperlukan.
  - c. Mengetahui laju alir larutan TEG yang diperlukan.
  - d. Menguji kemungkinan menggunakan *dual feed* larutan TEG untuk memperbaiki tingkat *water moisture* dalam gas alam yang diproses.
3. Mendapatkan konfigurasi proses regenerasi TEG untuk mencapai tingkat kemurnian larutan TEG yang diperlukan pada pernyataan no.1 di atas dengan mempertimbangkan penggunaan proses *recycled stripping*. Menentukan tekanan dan temperatur kerja *stripping gas agent*, serta besaran jumlah *stripping gas* yang diresirkulasi. Menentukan penggunaan *inert gas* atau gas alam itu sendiri.
4. Menentukan tingkat biaya yang diperlukan, baik untuk melakukan modifikasi yang diperlukan untuk intensifikasi proses (tambahan *Capital Expenses*), maupun tingkat biaya untuk mengoperasikan (*Operating Expenses*) konfigurasi proses intensifikasi tersebut.

## 1.3.Batasan Masalah

Agar penelitian ini tidak menyimpang dari ketentuan yang digariskan maka diambil batasan dan asumsi sebagai berikut :

1. Proses dehidrasi absorpsi menggunakan larutan *triethylene glycol* (TEG) dengan kemurnian lebih dari 99,9 % berat TEG
2. Proses dehidrasi adsorpsi menggunakan padatan *molecular sieve* yang dipasang di dalam tower dehidrator dengan konfigurasi 2 tower dalam tahapan adsorpsi dan 1 tower dalam tahapan desorpsi.
3. Tiap tahapan adsorpsi dilakukan selama 24 jam.
4. Tiap tahapan desorpsi dilakukan selama 6 jam dan diikuti tahapan cooling selama 6 jam
5. Antara 2 tower yang sedang dalam proses adsorpsi, terdapat selisih awal waktu proses selama 12 jam.
6. Seluruh *molecular sieve bed* perlu menjalani proses penggantian total setelah mengalami siklus pemanasan-pendinginan sebanyak 1.000 kali.
7. Jumlah hari kerja yang diperlukan untuk proses penggantian molecular sieve bed secara keseluruhan adalah  $3 \times 7 \text{ hari} = 21 \text{ hari kerja non-stop 24 jam}$ .
8. Selama proses penggantian *molecular sieve*, maka pabrik pengolahan LPG akan berhenti memproduksi LPG. Namun gas alam masih tetap dapat disalurkan ke pembeli gas.

#### **1.4. Tujuan Penelitian**

Tujuan dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Mendapatkan konfigurasi proses dehidrasi gas alam menggunakan TEG pada kemurnian yang tinggi yang dapat digunakan sebagai pengganti proses dehidrasi dengan *molecular sieve*.
2. Menghitung tingkat keekonomian konfigurasi proses yang diperoleh pada tujuan di atas dengan pendekatan perhitungan *Total Annual Cost*.

#### **1.5. Manfaat Penelitian**

Adapun manfaat dari penelitian ini adalah :

1. Mendapatkan daftar modifikasi proses dehidrasi gas alam yang diperlukan untuk memperoleh hasil optimal pada pabrik pengolahan LPG dari gas alam menggunakan proses *cryogenic*.

2. Mendapatkan dasar perancangan proses dehidrasi gas alam untuk pengembangan pabrik pengolahan LPG dari gas alam menggunakan proses *cryogenic*.

### **1.6. Hipotesa Penelitian**

Pengujian awal dengan simulasi proses menunjukkan bahwa penggunaan larutan TEG dengan kemurnian yang tinggi mampu memberikan tingkat *water dew point* sampai dengan  $-60^{\circ}\text{C}$ , dengan laju alir TEG antara 2,5 sampai dengan  $5,0 \text{ m}^3/\text{jam}$ . Hal ini memberikan indikasi awal bahwa ada seperangkat parameter proses dan konfigurasi proses absorpsi gas alam dengan larutan TEG yang dapat memberikan tingkat *water moisture* maupun *water dewpoint* yang setara dengan hasil proses dehidrasi dengan menggunakan *molecular sieve bed*.

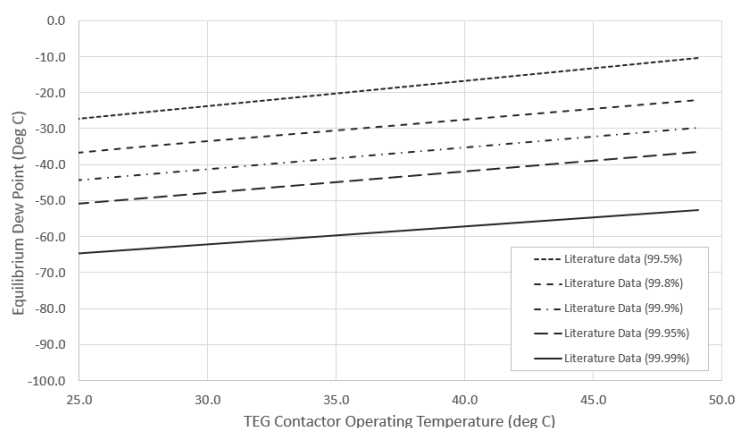
Dengan menggunakan proses absorpsi dengan larutan TEG, maka tidak diperlukan lagi adanya penghentian produksi selama 3 minggu setiap 4-5 tahun untuk proses penggantian *molecular sieve*. Hal ini diproyeksikan akan memberikan tingkat keekonomian pabrik yang lebih tinggi.

## BAB 2

### TINJAUAN PUSTAKA

#### 2.1. Proses Dehidrasi dengan larutan TEG

Proses dehidrasi gas alam dengan menggunakan larutan TEG menggunakan prinsip dasar absorpsi dan desorpsi. Proses absorpsi terjadi di dalam kolom absorpsi dimana gas alam yang terjenuhi dengan air dikontakkan dengan larutan *lean TEG* secara *counter-current*. Larutan TEG yang telah menyerap air dari gas alam mengalami kenaikan konsentrasi air di dalamnya, dan karenanya disebut sebagai *rich TEG*. Proses desorpsi terjadi di bagian proses regenerasi, khususnya di dalam *Still Column* dimana larutan *rich TEG* akan dipanaskan hingga menguap sebagian di dalam *reboiler*. Uap panas dari *reboiler* akan menyerap air dalam *rich TEG*, sehingga konsentrasi TEG akan meningkat.

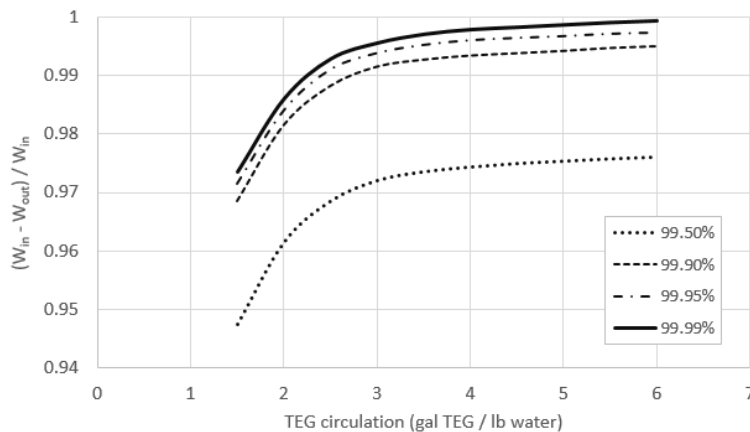


Gambar 2.1 *Dew point* H<sub>2</sub>O vs. suhu operasi kolom absorpsi pada berbagai konsentrasi TEG

Konsentrasi TEG dalam larutan glikol pada proses dehidrasi akan menentukan tingkat *dewpoint* air di dalam gas yang diolah (GPSA, 2004) seperti tergambar pada Gambar 2.1. Semakin tinggi kemurnian TEG yang digunakan, maka *dewpoint* H<sub>2</sub>O dari gas yang diolah akan semakin rendah, pada suhu operasi yang sama.

Selain itu, kebutuhan sirkulasi larutan TEG akan berkurang dengan bertambah tingginya konsentrasi TEG pada efisiensi pemisahan air yang sama.





Gambar 2.2 *Water removal* vs. laju alir TEG pada berbagai konsentrasi TEG (N=3.0)

## 2.2. Proses Regenerasi larutan TEG

Ada beberapa proses yang digunakan untuk mendapatkan kemurnian TEG yang lebih tinggi dari 98,6%-berat (*advanced glycol dehydration*). Semua metode didasarkan pada prinsip menurunkan tekanan parsial efektif dari air ( $H_2O$ ) di dalam *reboiler* sehingga mendapatkan konsentrasi TEG yang lebih tinggi pada suhu operasi yang sama. Metode yang paling umum dilakukan adalah dengan membuat tekanan vakum pada *reboiler*, atau menggunakan *stripping gas*. Metode yang lain yang sudah dikembangkan adalah semisal teknologi DRIZO<sup>®</sup> dan teknologi Coldfinger<sup>®</sup>. Teknologi proses DRIZO<sup>®</sup> menggunakan *stripping gas* yang dihasilkan dari penguapan campuran hidrokarbon parafinik yang memiliki rentang titik didih setara komponen  $C_{5+}$ . Campuran uap hidrokarbon berat dan air diembunkan. Cairan hidrokarbon berat dipisahkan dari air dalam unit separator untuk kemudian digunakan kembali.

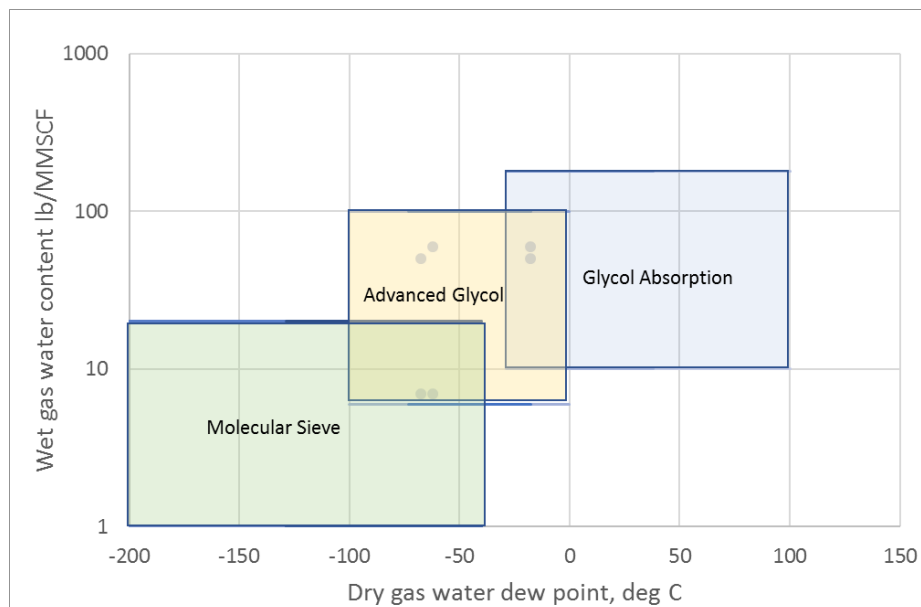
Teknologi Coldfinger tidak menggunakan *stripping gas*, akan tetapi menggunakan prinsip pengurangan tekanan parsial uap air dengan cara mengembunkan fase uap dalam tangki akumulator dengan menggunakan cairan pendingin yang dialirkan dalam *condensing tube bundle* (yang disebut “Coldfinger”). Karena terjadi penurunan tekanan parsial uap air, maka fase liquid

TEG melepaskan kandungan airnya untuk mengembalikan posisi kesetimbangan uap/cair dari TEG/air.

### 2.3.Studi Hasil Penelitian Sebelumnya (State of the Art)

Beberapa penelitian tentang dehidrasi gas alam dengan menggunakan TEG pada kemurnian yang tinggi sudah pernah dilakukan.

Olijhoek dan Leeuw (2015) telah melakukan studi terhadap pertimbangan CAPEX dan OPEX dalam pemilihan teknologi dehidrasi gas alam. Penelitian ini memaparkan beberapa teknologi umum yang digunakan pada proses dehidrasi gas alam serta pertimbangan perancangan terkait perhitungan CAPEX dan OPEX dari fasilitas dehidrasi gas alam tersebut.



Gambar 2.3 Pemilihan teknologi dehidrasi berdasarkan tingkat *water moisture* di gas umpan dan tingkat *water dewpoint* yang diinginkan (Olijhoek dan Leeuw, 2015)

Penelitian ini memaparkan bahwa untuk mencapai tingkat *water dew point* yang rendah ( $-60^{\circ}\text{C}$  atau sekitar  $-77^{\circ}\text{F}$ ) maka bisa menggunakan teknologi dehidrasi dengan *molecular sieve* ataupun *advanced glycol*. Pada penelitian ini, dijabarkan pula 3 studi kasus terkait pertimbangan perancangan yang berpengaruh pada CAPEX dan OPEX fasilitas. Penelitian hanya menjelaskan perubahan CAPEX maupun OPEX secara normatif dan tidak menampilkan angka-angka keekonomian

dengan lebih rinci. Mokhatab dkk. (2015) juga menampilkan chart pemilihan proses dehidrasi yang mirip dengan Gambar 2.4 di atas.

Netusil dan Dittl (2011) membuat tinjauan umum mengenai proses dehidrasi gas alam dan membandingkan antara proses absorpsi, adsorpsi dan kondensasi dalam hal penggunaan energinya. Sistem yang ditinjau adalah ditargetkan menghasilkan gas alam yang memiliki water dew point  $-10^{\circ}\text{C}$ . Dalam penelitian ini, tekanan kerja yang ditinjau dari setiap proses adalah antara 70 hingga 200 barg. Pada rentang tekanan yang ditinjau, proses adsorpsi adalah proses dehidrasi yang menggunakan energi paling banyak.

Kong dkk. (2018) menuliskan *review article* yang merangkum penjabaran beberapa teknologi regenerasi TEG yang ada saat ini dan membandingkan tingkat kemurnian yang dapat dicapai berdasarkan beberapa penelitian lain sebelumnya. Penelitian ini memberikan penilaian tinggi terhadap penggunaan teknologi DRIZO untuk aplikasi sistem dehidrasi dengan kemurnian TEG yang tinggi (99,99 % berat). Walaupun penilaian meliputi juga aspek keekonomian, namun penelitian ini tidak menampilkan secara rinci perbandingan antara teknologi-teknologi regenerasi yang digunakan.

Penggunaan teknologi DRIZO pada sistem regenerasi TEG telah diteliti oleh beberapa peneliti sebagai berikut. Smith dan Humphrey (1995) membuat studi terhadap proses dehidrasi dengan menggunakan TEG kemurnian tinggi ( $>99,99\%$  berat) pada beberapa aplikasi di pabrik pengolahan gas di Amerika Serikat. Penelitian ini memaparkan parameter perancangan untuk sistem dehidrasi gas alam menggunakan TEG dengan kemurnian tinggi. Tingkat kemurnian TEG yang digunakan adalah hingga 99,995% berat. Gas alam yang dikeringkan dapat mencapai tingkat water dew point hingga di bawah  $-50^{\circ}\text{C}$  dengan menggunakan 2 tower absorpsi dengan pendinginan gas alam di antara kedua tower absorpsi tersebut. Beberapa studi kasus juga dipaparkan dalam penelitian ini. Perbandingan tingkat keekonomian antara penggunaan teknologi Drizo dan *Solid Bed dessicant* juga disajikan secara ringkas. Dalam studi ini, disebutkan bahwa proses DRIZO memberikan hasil *Net Present Value* (NPV) 11% lebih rendah jika dibandingkan dengan proses dehidrasi dengan solid bed. Skiff dkk. (2002) juga menggunakan teknologi Drizo pada penelitian proses dehidrasi mereka. Dalam studinya,

disebutkan bahwa proses Drizo menggunakan *Capital Cost* sebesar 60-70% dari dehidrasi dengan *solid bed dehydration*. Namun, studi ini tidak memaparkan lebih lanjut mengenai kebutuhan *Operating Cost*-nya. Baktash dkk. (2010) meneliti mengenai penggunaan isooktana dan toluena sebagai solvent dalam sistem regenerasi TEG untuk mendapatkan kemurnian yang tinggi. Penelitian ini menyimpulkan bahwa penggunaan kedua *solvent* sebagai *stripping agent* dapat meningkatkan kemurnian TEG pada sistem regenerasi. Hasil penelitian menunjukkan bahwa isooktana memiliki kinerja lebih baik dari toluena. Saidi dkk. (2014) melakukan studi simulasi penggunaan *volatile hydrocarbon* sebagai *stripping agent* seperti halnya proses Drizo. Mereka menggunakan beberapa campuran solvent sebagai berikut dalam simulasinya, yaitu (n-heptane, iso-octane, Benzene / Toluene / Ethylbenzene / Xylene (BTEX), dan campuran 50% n-heptane / 50% iso-octane). Kemurnian TEG yang dapat dicapai dengan proses Drizo dalam studi ini adalah 99.63-99.85%-berat. Studi ini menjabarkan bahwa penambahan capital untuk modifikasi proses Drizo ini mencapai \$2,406 juta. Akan tetapi, perbandingan kebutuhan *Operating Cost* tidak dijelaskan dalam studi tersebut. Kong dkk. (2020) mengembangkan *framework* untuk mengkaji perbandingan teknologi proses Drizo dengan proses regenerasi lainnya. Mereka menyimpulkan bahwa penggunaan teknologi Drizo dalam studi mereka tidak memenuhi *economic feasibility* karena tingginya tambahan *capital cost* dan biaya operasi terkait kelistrikan.

Penelitian mengenai penggunaan teknologi Coldfinger ditampilkan sebagai berikut. Piemonte dkk. (2012) membuat studi terhadap proses Coldfinger®. Pada penelitian ini, peralatan dalam proses Coldfinger dimodelkan dalam simulasi. Hasil studi menunjukkan bahwa proses dehidrasi gas alam dengan menggunakan proses Coldfinger dapat mencapai spesifikasi kandungan uap air dengan peralatan yang relatif sederhana. Rahimpour dkk. (2013) melakukan studi terhadap proses Coldfinger®. Pada penelitian ini, pemodelan unit Coldfinger dilakukan dengan pendekatan satu *stage* kesetimbangan teoretis. Pemodelan dilakukan dengan membuat beberapa variasi laju alir, temperatur serta tekanan kerja unit Coldfinger. Romero dkk. (2019) melakukan studi terhadap proses Coldfinger® dimana dalam penelitian ini, pemodelan unit Coldfinger dilakukan dengan pendekatan 2 (dua)

stage kesetimbangan teoretis yang dioperasikan pada temperatur yang berbeda dengan adanya resirkulasi uap air/TEG. Hasil penelitian menunjukkan bahwa tingkat kemurnian TEG sampai dengan 99,9% berat dapat dicapai dengan menginjeksikan sejumlah kecil gas kering pada beberapa variasi rasio resirkulasi uap dan temperatur kerja.

Penelitian mengenai penggunaan teknologi *stripping gas* ditampilkan sebagai berikut. Dreher dkk. (2014) melakukan studi terhadap proses Glynox dimana penelitian ini menjelaskan proses regenerasi TEG dengan menggunakan paten teknologi GLYNOXX<sup>®</sup>. Proses ini menggunakan *stripping gas* yang diresirkulasikan dengan menggunakan blower. Uap air yang terserap oleh *stripping gas* didinginkan dan diembunkan. Campuran *stripping gas* dan air dipisahkan dalam *Flash Drum* sehingga *stripping gas* dapat dipergunakan kembali. Kong dkk. (2019) membuat penelitian mengenai *framework* untuk mengkaji secara tekno-ekonomik sistem regenerasi TEG. Dalam makalah tersebut dilakukan perbandingan antara sistem regenerasi konvensional dan sistem regenerasi dengan *stripping gas*. Hasilnya menunjukkan bahwa penggunaan *stripping gas* untuk mencapai kemurnian TEG dan pada akhirnya tingkat *water moisture* dari gas alam yang dikeringkan dapat dijustifikasi secara teknis dan ekonomis. Ini berlaku pada sistem dehidrasi yang memiliki spesifikasi *water moisture* pada gas alam yang rendah yaitu -25°C. Gad dkk. (2016) melakukan kajian tekno-ekonomi untuk mengganti *stripping gas agent* dari gas inert nitrogen menjadi menggunakan sebagian dari gas alam yang sudah dikeringkan. Hasilnya menunjukkan bahwa penggunaan sebagian gas alam yang sudah dikeringkan lebih ekonomis dibandingkan penggunaan gas inert dari sumber eksternal semisal nitrogen. Namun dalam penelitian ini, tidak dilakukan perbandingan profit margin antara penggunaan nitrogen dan gas alam sebagai *stripping gas agent*. Neagu dan Cursaru (2017) juga melakukan analisis tekno-ekonomi terhadap sistem regenerasi yang menggunakan sebagian gas alam yang dikeringkan sebagai *stripping agent* dibandingkan dengan sistem regenerasi konvensional. Penelitian tersebut menunjukkan bahwa penggunaan *stripping agent* dari gas alam dapat meningkatkan kemurnian TEG tanpa membutuhkan tambahan biaya kapital yang tinggi. Namun penelitian ini tidak membuat perbandingan profit margin antara kedua metode regenerasi. Affandy

dkk. (2017) melakukan kajian tekno-ekonomi terhadap penggantian *tray* menjadi *structured packing* sebagai media kontak di dalam kolom *absorber*. Penelitian ini menunjukkan bahwa terdapat keunggulan ekonomis yang didapatkan dengan penggantian *structured packing* tersebut memungkinkan penggunaan diameter kolom yang lebih kecil dan *Total Annual Cost* yang lebih rendah. Namun, sistem regenerasi yang digunakan adalah masih menggunakan sistem regenerasi konvensional yang dioperasikan pada kondisi atmosferik. Chebbi dkk. (2019) menggunakan *parametric optimization analysis* untuk mencapai tingkat water dewpoint yang dipersyaratkan. Mereka menggunakan berbagai variasi tekanan operasi, temperatur operasi, laju alir sirkulasi *glycol*, serta laju alir *stripping gas*. Kemurnian TEG yang dipelajari adalah 98,5%, 99,0% dan 99,5%. Mereka mendapatkan bahwa penambahan *capital cost* untuk sistem regenerasi dengan *stripping gas* adalah kurang dari 1% dibandingkan dengan teknologi regenerasi konvensional. Akan tetapi, *annual cost* untuk *stripping gas* adalah sekitar 20% lebih tinggi dibandingkan proses konvensional. Affandy dkk. (2020) melakukan studi tekno-ekonomi terhadap penggunaan *flash gas* sebagai sumber *stripping gas agent*. Studi ini menyimpulkan bahwa penggunaan flash gas dapat membantu mencapai tingkat kemurnian TEG yang lebih tinggi, sehingga untuk mencapai tingkatan moisture yang relatif rendah, yaitu 7 lb/MMSCF, laju alir sirkulasi TEG dapat diturunkan dan dengan demikian beban reboiler dapat diturunkan sebesar 36,2%. Hal ini dapat menurunkan tingkat Total Annual Cost (TAC) sebesar 20%.

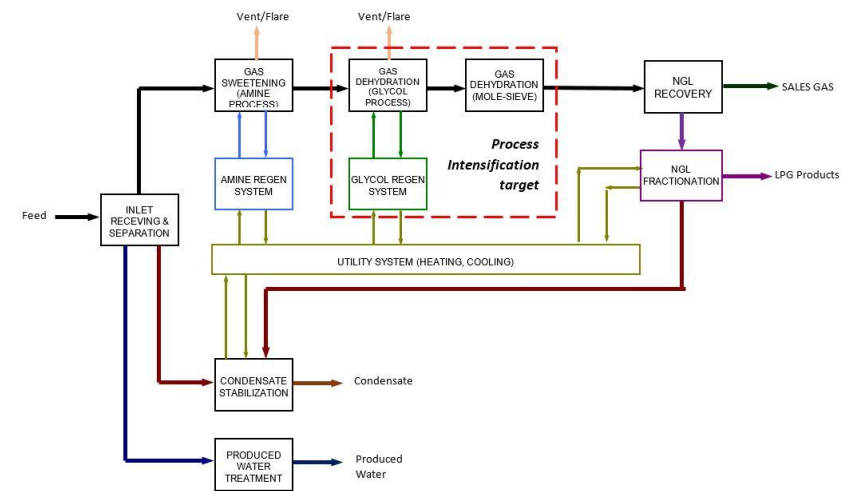
Penelitian mengenai penggunaan sistem adsorpsi untuk dehidrasi gas alam sudah dilakukan oleh Farag dkk. (2011) dimana divariasikan berbagai laju alir gas serta konsentrasi uap air di dalam umpan gas. *Molecular sieve* yang digunakan dalam eksperimen adalah jenis *molecular sieve 3A*.

Tabel 2. 1 Rangkuman *State of the Art* dari proses TEG *enhanced regeneration*

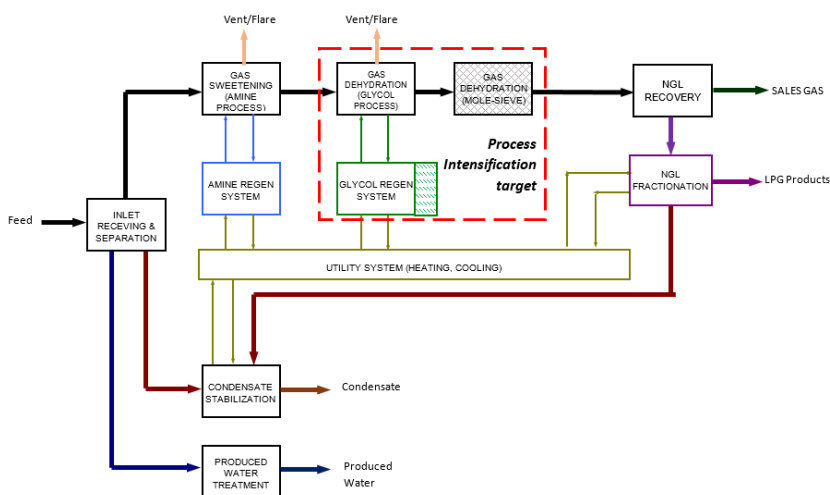
Metode Dehidrasi	Metode Regenerasi	Kemurnian TEG (%-berat)	<i>Sales Gas water dew point</i> (°C)	Referensi
Absorbsi (TEG)	Stripping (Nitrogen)	99,7%		Gad dkk. (2016)
Absorbsi (TEG)	Stripping (Natural Gas)	99,22%	-25	Neagu dan Cursaru (2017)
Absorbsi (TEG)	Stripping (Natural Gas)	99,82%	-25	Kong dkk. (2019)
Absorbsi (TEG)	Stripping (Flash Gas)	98,8%		Affandy dkk. (2020)
Absorbsi (TEG)	Drizo	99,99%	-50	Smith dan Humphrey (1995)
Absorbsi (TEG)	Drizo	99,999%	-80	Skiff dkk. (2002)
Absorbsi (TEG)	Drizo	99,998% 99,999%	-60 -82	Saidi dkk. (2014)
Absorbsi (TEG)	Coldfinger	99,678%	-24	Rahimpour dkk. (2013)
Absorbsi (TEG)	Coldfinger	99,9%		Romero dkk. (2019)

### BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian ini bertujuan untuk menghasilkan perancangan intensifikasi proses terhadap proses dehidrasi gas alam sebagai proses awal pengolahan gas alam menjadi LPG (*Liquified Petroleum Gas*) pada satu pabrik pengolahan LPG domestik di Gresik, Jawa Timur. Proses dehidrasi gas alam di pabrik pengolahan LPG tersebut saat ini menggunakan 2 (dua) tahap.



(a)



(b)

Gambar 3.1 Diagram blok sederhana proses pada Pabrik Pengolahan Gas Alam (a) kondisi *existing*, dan (b) rencana intensifikasi proses, yaitu meningkatkan kemurnian TEG proses regenerasi sehingga dapat menggantikan proses *molecular sieve*



Tahap pertama menggunakan proses dehidrasi berdasarkan proses absorpsi gas alam menggunakan larutan *triethylene glycol* (TEG) dengan kemurnian 98,6% berat untuk mencapai tingkat *water moisture* dalam gas sebesar 10 lb/MMscf (maksimum).

Tahap kedua adalah proses dehidrasi berdasarkan proses adsorpsi dengan padatan *Molecular Sieve*. Dalam proses pengolahan LPG dari gas alam yang berbasis proses *cryogenic*, gas akan didinginkan sampai -60 °C dan menghasilkan *Natural Gas Liquids* (NGL) dengan komponen penyusun berupa propana (C<sub>3</sub>), butana (C<sub>4</sub>) dan pentana serta komponen yang lebih berat (C<sub>5+</sub>). Untuk mencegah terjadinya hidrat gas di dalam proses *cryogenic* tersebut, maka gas alam harus dikeringkan lebih lanjut untuk mencapai tingkat *water dew point* dan temperatur pembentukan hidrat gas kurang dari -60 °C.

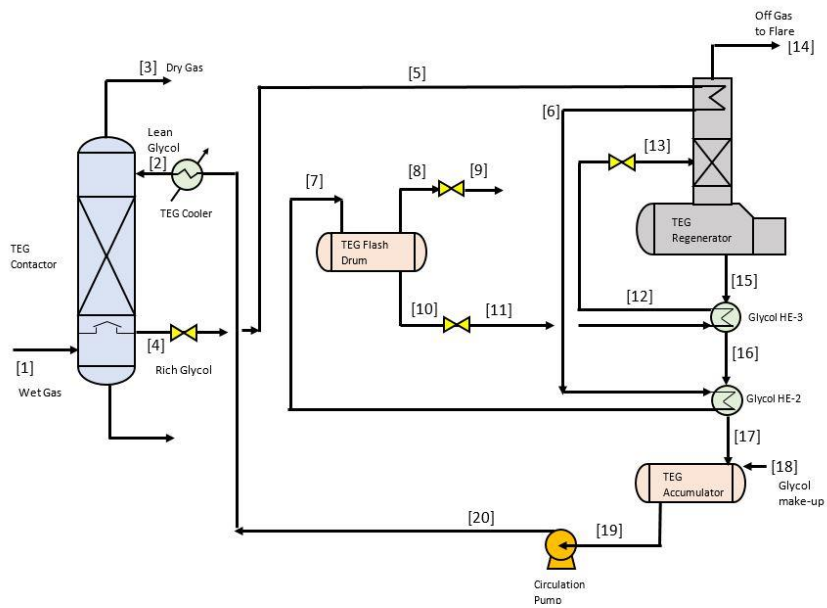
Dalam penelitian ini, akan dilakukan simulasi proses untuk mendapatkan konfigurasi dan parameter proses dari proses dehidrasi berbasis TEG dengan tingkat kemurnian yang tinggi (>99,9 % berat) yang dapat menghasilkan produk gas alam dengan kriteria:

- a) tingkat *water moisture* maksimum 1,0 ppm dan
- b) *water dew point* maksimum -60°C

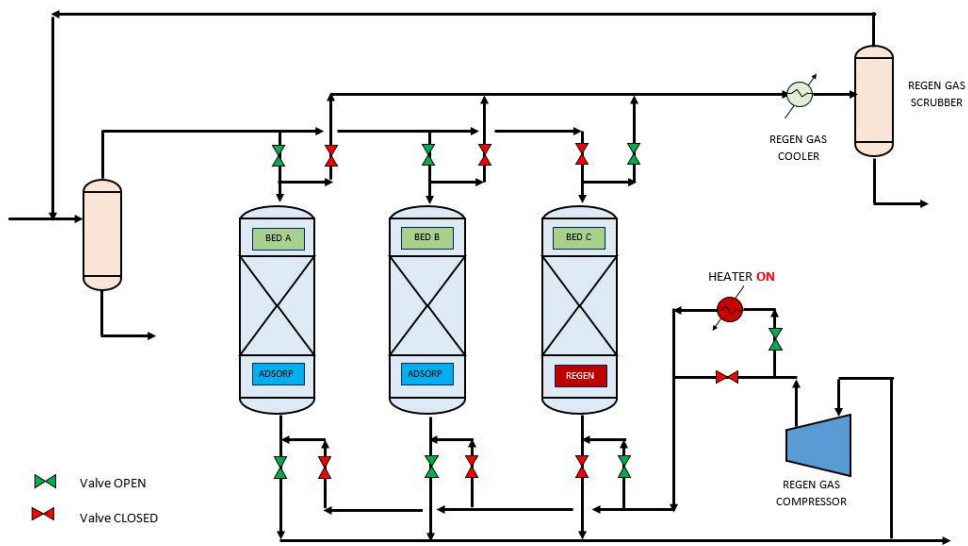
Proses regenerasi TEG juga akan mengalami perancangan ulang sehingga mampu menghasilkan produk TEG dengan tingkat kemurnian > 99,9 % berat (*balance = water*). Konfigurasi proses dehidrasi yang mampu memenuhi kedua kriteria proses tersebut selanjutnya akan dihitung tingkat keekonomiannya dengan metode sederhana yaitu perbandingan *Total Annual Cost* (TAC).

### **3.1. Diagram Alir Proses**

Diagram alir proses yang dipelajari dalam penelitian ini ditampilkan pada Gambar 3.1 sampai dengan Gambar 3.3. Diagram alir pada Gambar 3.1 adalah sesuai *Base Case* pada penelitian yang dilakukan oleh Affandy dkk (Affandy et al., 2020). Mode operasi dari proses dehidrasi dengan adsorpsi *Molecular Sieve* disajikan pada Gambar 3.4



Gambar 3.2 Diagram alir proses dehidrasi dengan TEG *absorption* (Base Case)



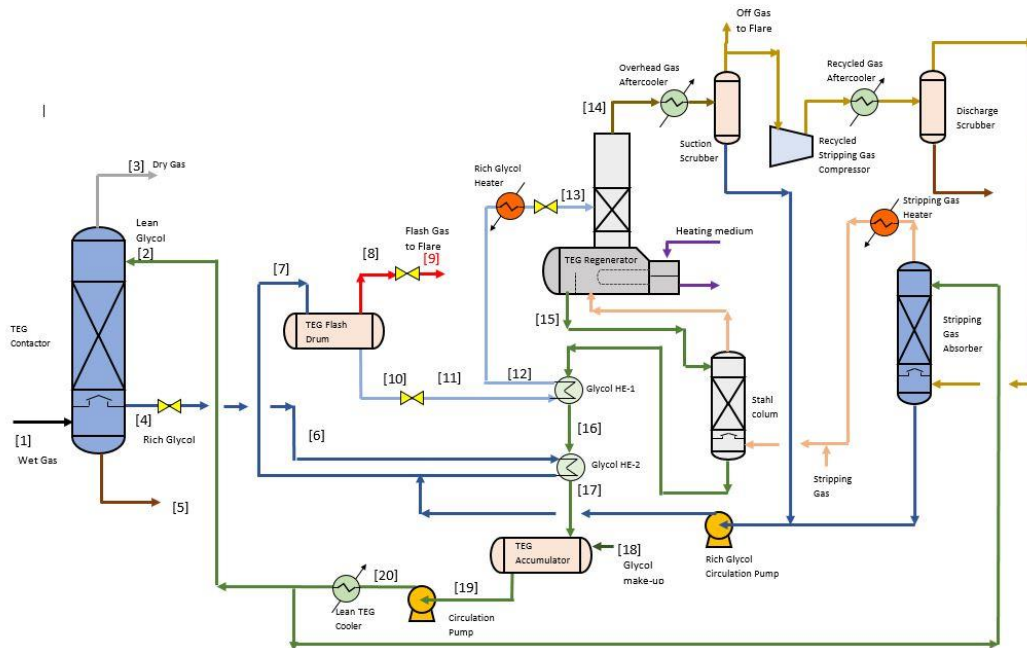
Gambar 3. 3 Diagram alir proses dehidrasi dengan *Molecular sieve adsorption* (Base Case)

	Day 1				Day 2				Day 3			
Equipment	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6
Tower 1	0	0	0	0	1	2	0	0	0	0	1	2
Tower 2	1	2	0	0	0	0	1	2	0	0	0	0
Tower 3	0	0	1	2	0	0	0	0	1	2	0	0
Regen Gas Compressor	ON	ON	ON	ON	ON	ON	ON	ON	ON	ON	ON	ON
Regen Gas Heater	ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF
Regen Gas Cooler	ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF	ON	OFF

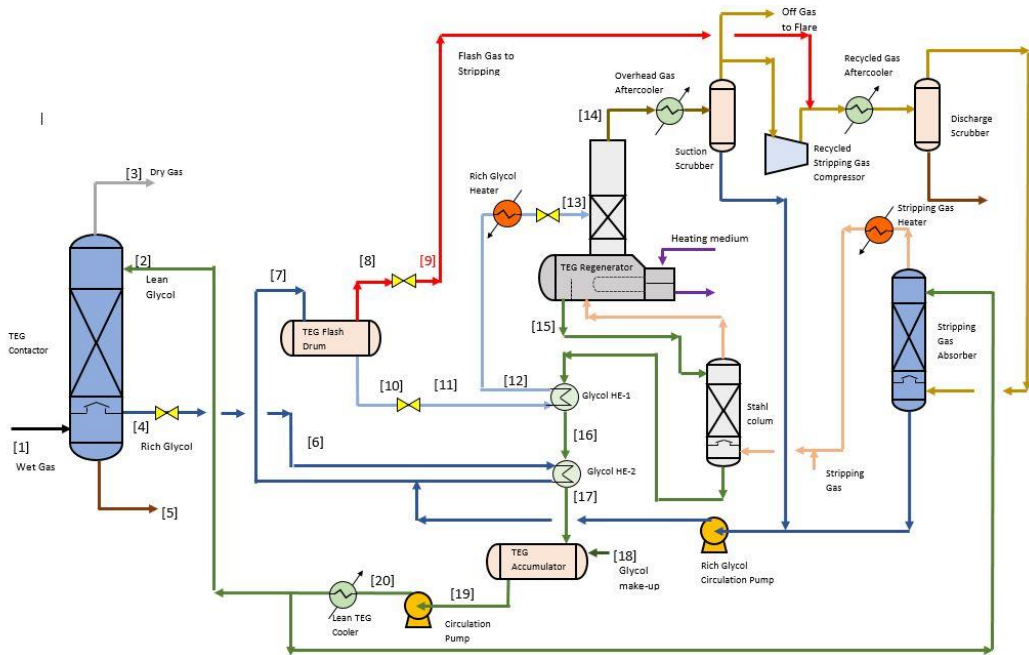
Mode operasi

Absorpsi                    0  
 Heating                    1  
 Cooling                    2

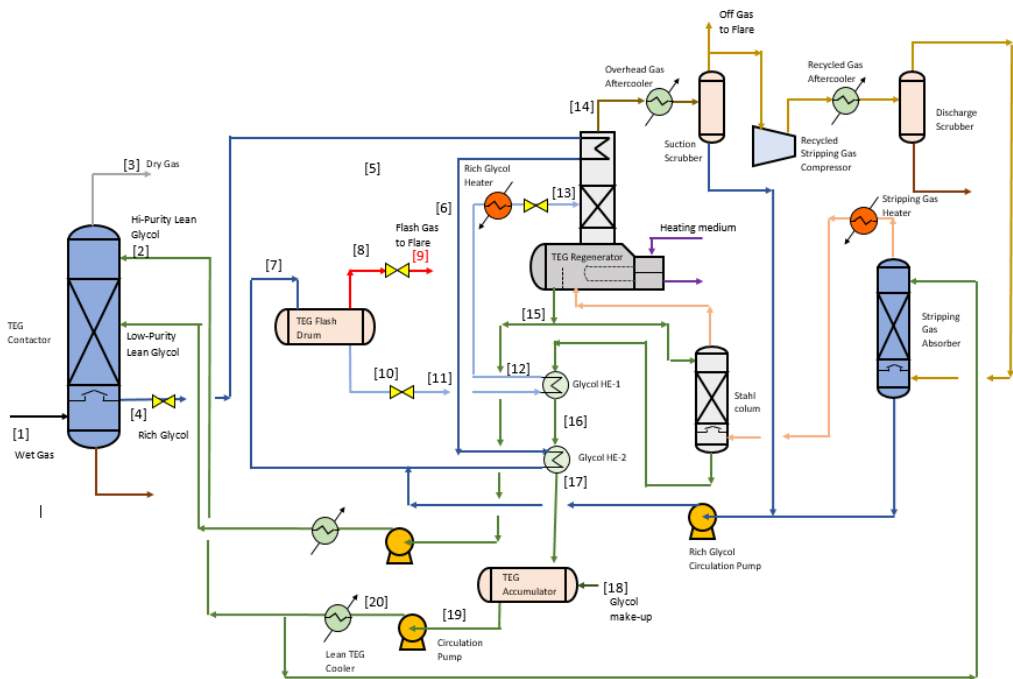
Gambar 3. 4 Skematik mode operasional proses dehidrasi dengan Molecular sieve adsorption (Base Case)



Gambar 3. 5 Diagram alir proses dehidrasi TEG Absorption dengan modifikasi sistem regenerasi recycled stripping gas (Evaluated case 1)



Gambar 3. 6 Diagram alir proses dehidrasi TEG *Absorption* dengan modifikasi sistem regenerasi + *flash gas recycled stripping* (Evaluated case 2)



Gambar 3. 7 Diagram alir proses dehidrasi TEG *Absorption* dengan modifikasi *Dual-purity Feed* dan sistem regenerasi + *flash gas recycled stripping* (Evaluated case 3)

### 3.2.Kondisi Operasi

Tabel 3. 1 Komposisi gas alam yang digunakan dalam simulasi

Komponen	Fraksi volume
CO <sub>2</sub>	0,0267
N <sub>2</sub>	0,0183
methane	0,8319
ethane	0,0530
propane	0,0366
<i>i</i> -butane	0,0100
<i>n</i> -butane	0,0116
<i>i</i> -pentane	0,0042
<i>n</i> -pentane	0,0028
<i>n</i> -hexane	0,0017
<i>n</i> -heptane	0,0007
<i>n</i> -octane	0.0002
<i>n</i> -nonane	0,0001
<i>n</i> -decane	0,0000
C <sub>11+</sub>	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0022
Total	1,0000

Kondisi operasi serta data ringkas peralatan proses yang digunakan disajikan dalam Tabel 3.2 dan Tabel 3.3 berikut.

Tabel 3. 2 Kondisi operasi dan data ringkas peralatan proses sebelum intensifikasi proses

#### ***TEG Dehydration & Regeneration***

Input Data (variabel independen)	Satuan	Min	Maks
Laju alir Gas	MMscfd	30,0	80,0
Tekanan Absorber	barg	45,0	60,0
Suhu Absorber	°C	30,0	40,0
Tekanan <i>Lean</i> TEG	barg	46,0	61,0
Suhu <i>Lean</i> TEG	°C	35,0	45,0
Kemurnian <i>Lean</i> TEG	%-berat	98,6	98,6
Laju alir <i>Lean</i> TEG	m <sup>3</sup> /jam	2,0	8,0

#### ***Data Kolom Absorber***

Input Data (variabel independen)	Satuan	Min	Maks
Diameter	mm	1400	

Tinggi <i>structured packing existing</i>	mm	4000
---	----	------

#### ***Dehidrasi dengan Molecular Sieve***

Input Data (variabel independen)	Satuan	Min	Maks
Laju alir Gas	MMscfd	30,0	80,0
Tekanan	barg	43,0	57,0
Suhu (tahap Absorpsi)	°C	30,0	40,0
Suhu (tahap Regenerasi)	°C	280,0	290,0
Laju alir Gas (Regenerasi)	MMscfd	5,0	
Suhu <i>Regeneration Gas</i>	°C	300,0	

#### ***Dehydration Tower Data***

Input Data (variabel independen)	Satuan	Min	Maks
Diameter	mm	1.900	
Tinggi (S/S)	mm	5.500	
Jumlah <i>Tower Dehidrasi</i>		3	

#### ***Output Data***

Input Data (variabel dependen)	Satuan	Min	Maks
Kolom Absorpsi TEG - <i>Gas Outlet Moisture</i>	lb/MMscf	5,0	10,0
Unit Molecular sieve - <i>Gas Outlet Moisture</i>	ppm	0,5	1,0
<i>Gas Water Dew Point @ 17 barg</i>	°C	-60,0	

Tabel 3.3 Kondisi operasi dan data ringkas peralatan proses dalam intensifikasi proses

#### ***TEG Dehydration & Regeneration***

Input Data (variabel independen)	Satuan	Min	Maks
Laju alir Gas	MMscfd	30,0	150,0
Tekanan Absorber	barg	45,0	60,0
Suhu Absorber	°C	30,0	40,0
Tekanan <i>Lean TEG</i>	barg	46,0	61,0
Suhu <i>Lean TEG</i>	°C	35,0	45,0
Kemurnian <i>Lean TEG</i>	%-berat	99,950	99,999
Laju alir <i>Lean TEG</i>	m <sup>3</sup> /jam	2,0	6,0

#### ***Absorber Column Data***

Input Data (variabel independen)	Satuan	Min	Maks
Diameter	mm	1400	
Tinggi <i>structured packing</i>	mm		

#### ***Hasil yang diharapkan***

Input Data (variabel dependen)	Satuan	Min	Maks
TEG Absorber - Gas Outlet Moisture	ppm	0,5	1,0
Gas Water Dew Point @ 17 barg	°C	-60,0	

### 3.3. Perhitungan Sizing Peralatan Utama

*Heat exchanger:*

$$A_{H1,C2} = \frac{Q_{H1,C2}}{0.57 \times LMTD_{H1,C2}} \quad (1)$$

*Heater:*

$$A_{HU,C2} = \frac{Q_{HU,C2}}{0.57 \times LMTD_{HU,C2}} \quad (2)$$

*Cooler:*

$$A_{H1,CU} = \frac{Q_{H1,CU}}{0.57 \times LMTD_{H1,CU}} \quad (3)$$

Perhitungan *log-mean temperature difference* (LMTD) menggunakan *Chen approximation* (Chen, 1987) untuk menghindari masalah perhitungan numerik (pembagian dengan angka nol).

$$LMTD = \left[ \Delta T_1 \times \Delta T_2 \times \left( \frac{\Delta T_1 + \Delta T_2}{2} \right) \right]^{\frac{1}{3}} \quad (4)$$

dimana

$$\Delta T_1 = T_{h,in} - t_{c,out} \quad (5)$$

$$\Delta T_2 = T_{h,out} - t_{c,in} \quad (6)$$

### 3.4. Software yang digunakan

Penelitian ini menggunakan *software* Aspen Hysys V.10 untuk simulasi proses dehidrasi dengan *TEG Absorption*. Property package yang akan digunakan adalah Hysys *Glycol Package* berbasis CPA (*Cubic-Plus-Association*). Ini adalah

salah satu *property package* dalam Aspen Hysys V.10 yang sudah divalidasi oleh Watanasiri dkk. (2015)

Untuk perhitungan proses serta sizing peralatan utama dari proses dehidrasi menggunakan *molecular sieve* mengacu pada perhitungan yang diterapkan oleh Gandhidasan dkk. (2001) dan Campbell (2004).

### 3.5.Tahapan Penelitian

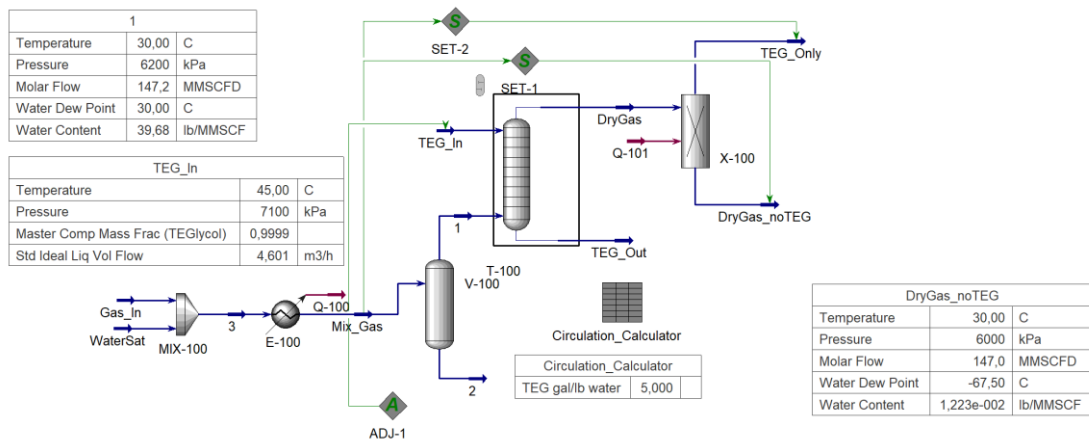
Ada 4 tahapan penelitian, yaitu:

1. Simulasi proses dehidrasi pada kolom Absorber

Pada tahapan ini akan dilakukan berbagai simulasi proses dehidrasi gas alam di kolom absorber menggunakan Aspen Hysys dengan ketentuan sebagai berikut.

Equation of State dan Property Package:	Glycol package (CPA)
Variabel independen:	jumlah stage teoretis
	laju alir volumetrik TEG
	kemurnian TEG
	tekanan TEG Absorber
	suhu TEG Absorber
	Laju alir volume standar gas
Variable dependen:	<i>Water dew point</i>
	<i>Water moisture</i>

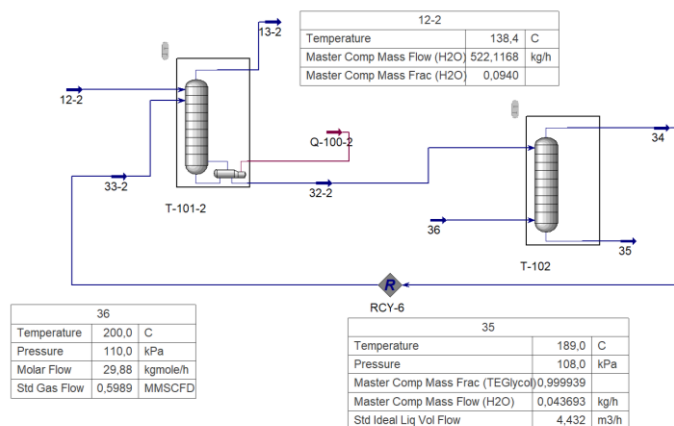




Gambar 3. 8 Diagram alir simulasi untuk TEG Absorber menggunakan Aspen Hysys

## 2. Simulasi proses regenerasi TEG

Pada tahapan ini akan dilakukan berbagai simulasi proses regenerasi TEG menggunakan Aspen Hysys dengan mempertimbangkan operasi *stripping gas* dengan menggunakan *dry natural gas*, untuk mendapatkan kemurnian TEG minimum yang diperlukan dari tahapan 1.



Gambar 3. 9 Diagram alir simulasi untuk Glycol Regenerator dan Stahl Column menggunakan Aspen Hysys

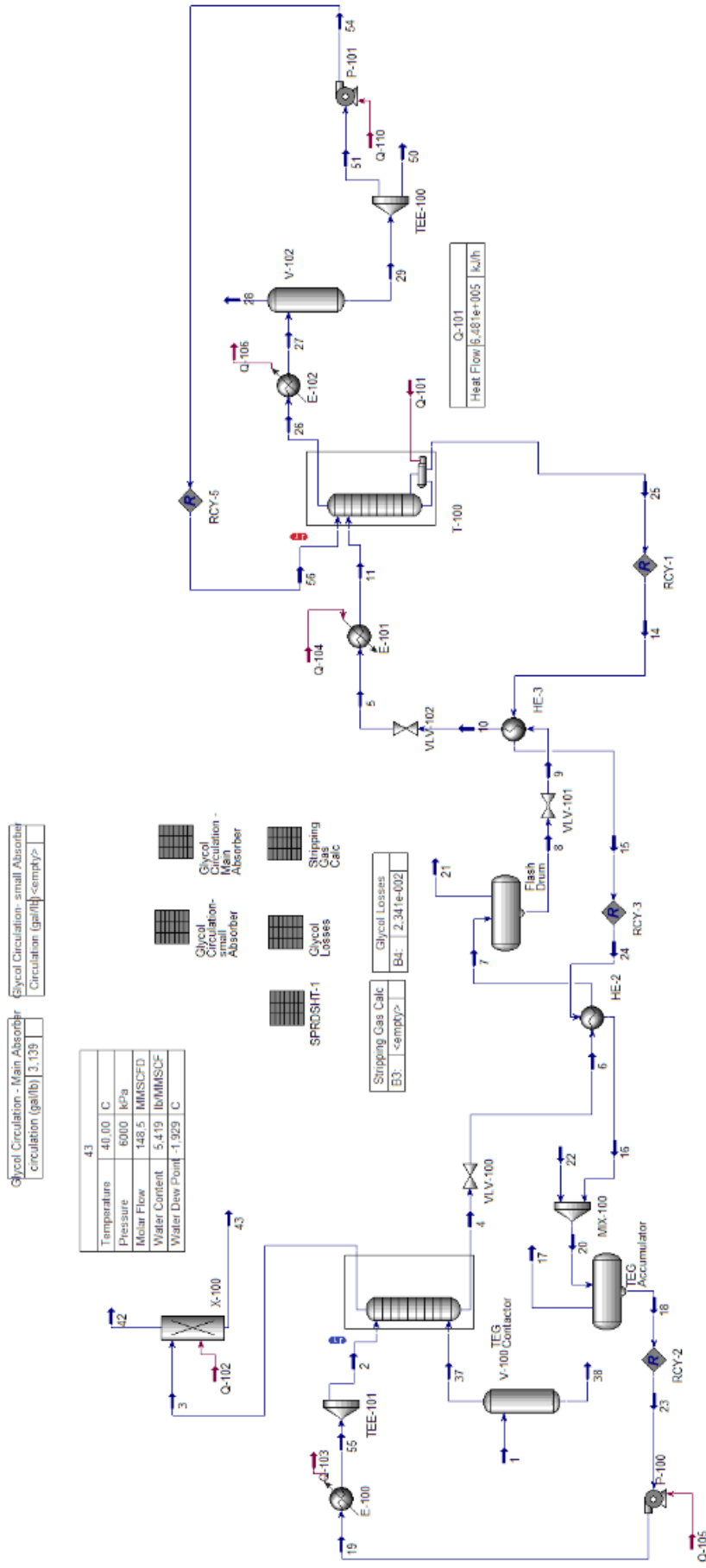
Equation of State dan Property Package:	Glycol package (CPA)
Variabel independen:	jumlah stage teoretis
	laju alir volumetrik TEG
	tekanan TEG <i>Still Column</i>
	suhu <i>Reboiler</i>
	Laju alir volume standar <i>stripping gas</i>
Variable dependen:	kemurnian TEG
	<i>Reboiler duty</i>

### 3. Simulasi gabungan TEG Dehydration dan Regeneration

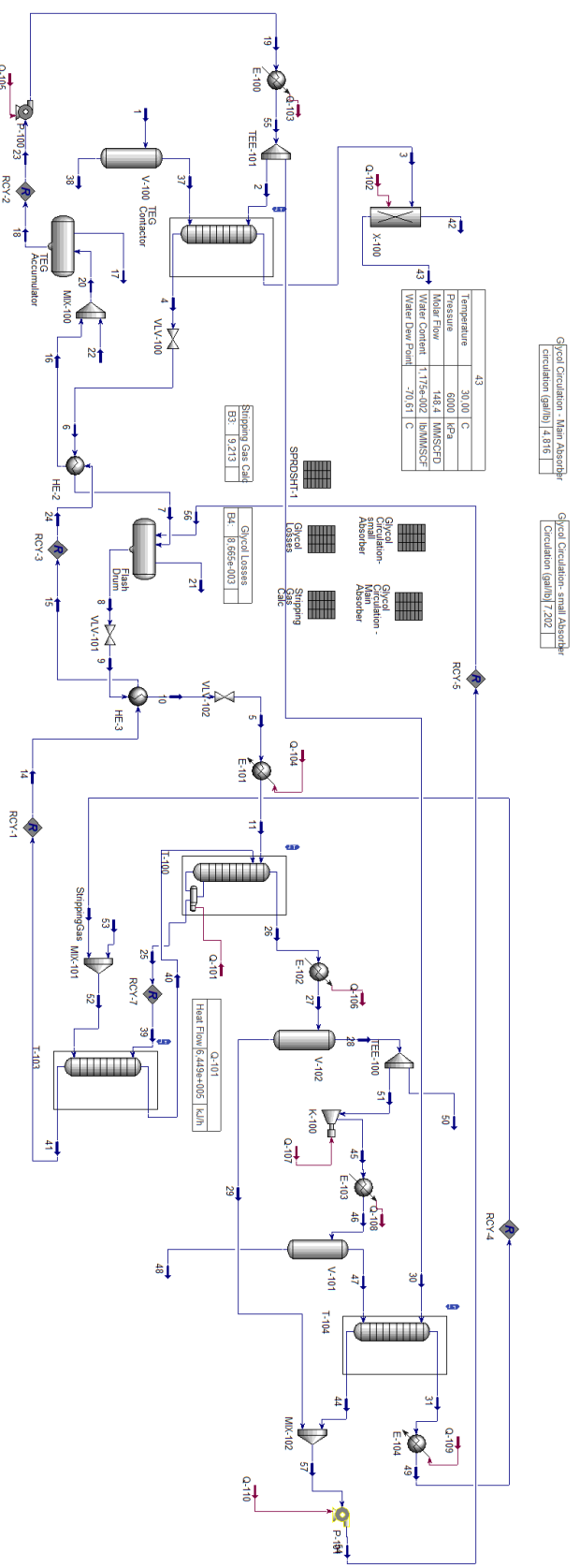
Pada tahapan ini akan dilakukan berbagai simulasi proses dehidrasi dan regenerasi secara simultan dengan menggunakan Aspen Hysys. Ada 4 macam konfigurasi proses yang diuji, yaitu:

- a. *Base case*: menggunakan diagram alir seperti pada Gambar 3.9 dengan parameter proses kunci, suhu Reboiler 200°C
- b. *Evaluated Case 1*: menggunakan diagram alir seperti pada Gambar 3.10 dengan parameter proses kunci, suhu Reboiler 200°C, flow rate total stripping gas : 0,4-0,6 MMscfd, jumlah *stripping gas* yang diresirkulasi 70%
- c. *Evaluated Case 2*: menggunakan diagram alir seperti pada Gambar 3.11 dengan parameter proses kunci, suhu Reboiler 200°C, flow rate total *stripping gas* : 0,4-0,6 MMscfd, jumlah stripping gas yang diresirkulasi 70%
- d. *Evaluated Case 3*: menggunakan diagram alir seperti pada Gambar 3.12, yaitu dual feed ke TEG Absorber, dimana TEG dengan kemurnian 98,6% masuk sebagai feed pada bagian tengah Absorber, sedangkan TEG dengan kemurnian yang tinggi masuk sebagai feed pada bagian atas Absorber. Pada bagian regenerator, parameter kunci adalah suhu Reboiler 200°C untuk menghasilkan TEG 98,6% sedangkan untuk kemurnian yang lebih tinggi menggunakan stripping gas sebesar 0,4-0,6 MMscfd pada *Stahl Column*.

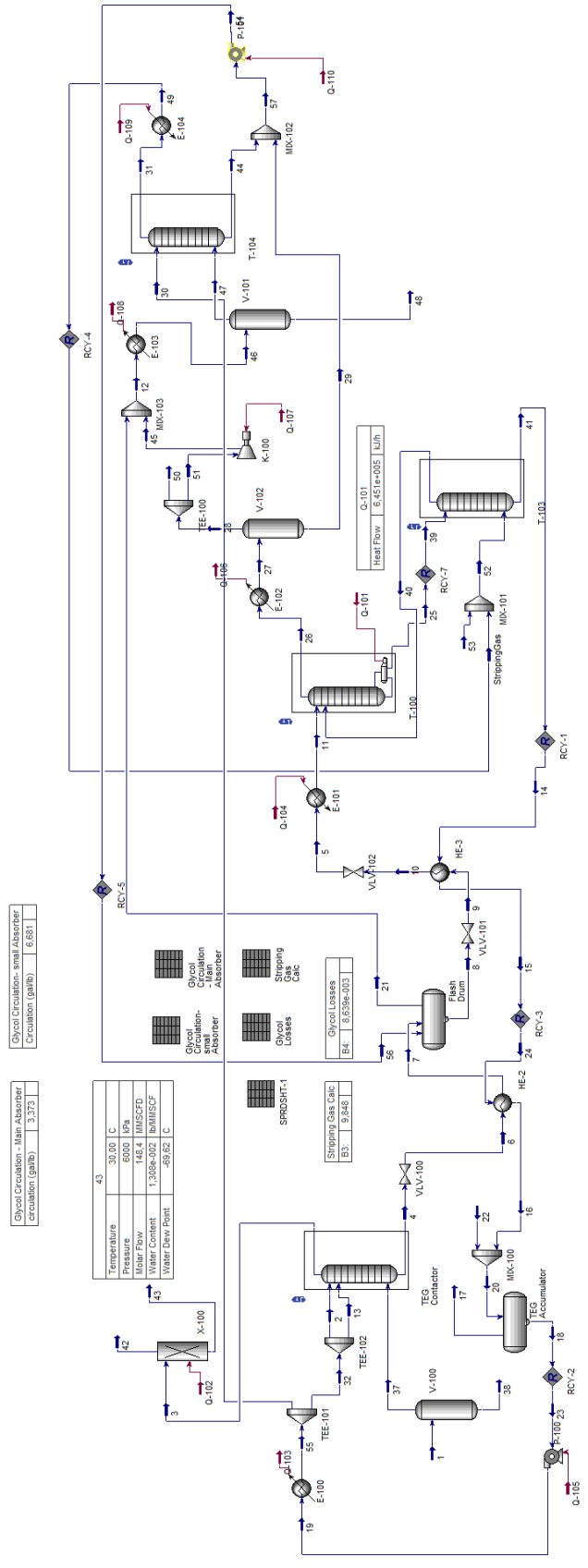
Equation of State dan Property Package:	Glycol package (CPA)
Variabel independen:	Konfigurasi proses:
	Base Case, Evaluated 1, Evaluated 2, Evaluated 3
	jumlah stage teoretis
	laju alir volumetrik TEG
	tekanan TEG <i>Still Column</i>
	suhu <i>Reboiler</i>
	Persentase resirkulasi stripping gas
	Laju alir volume standar <i>stripping gas</i>
Variable dependen:	kemurnian TEG
	<i>Reboiler duty</i>
	<i>Water dew point</i>
	<i>Water moisture</i>



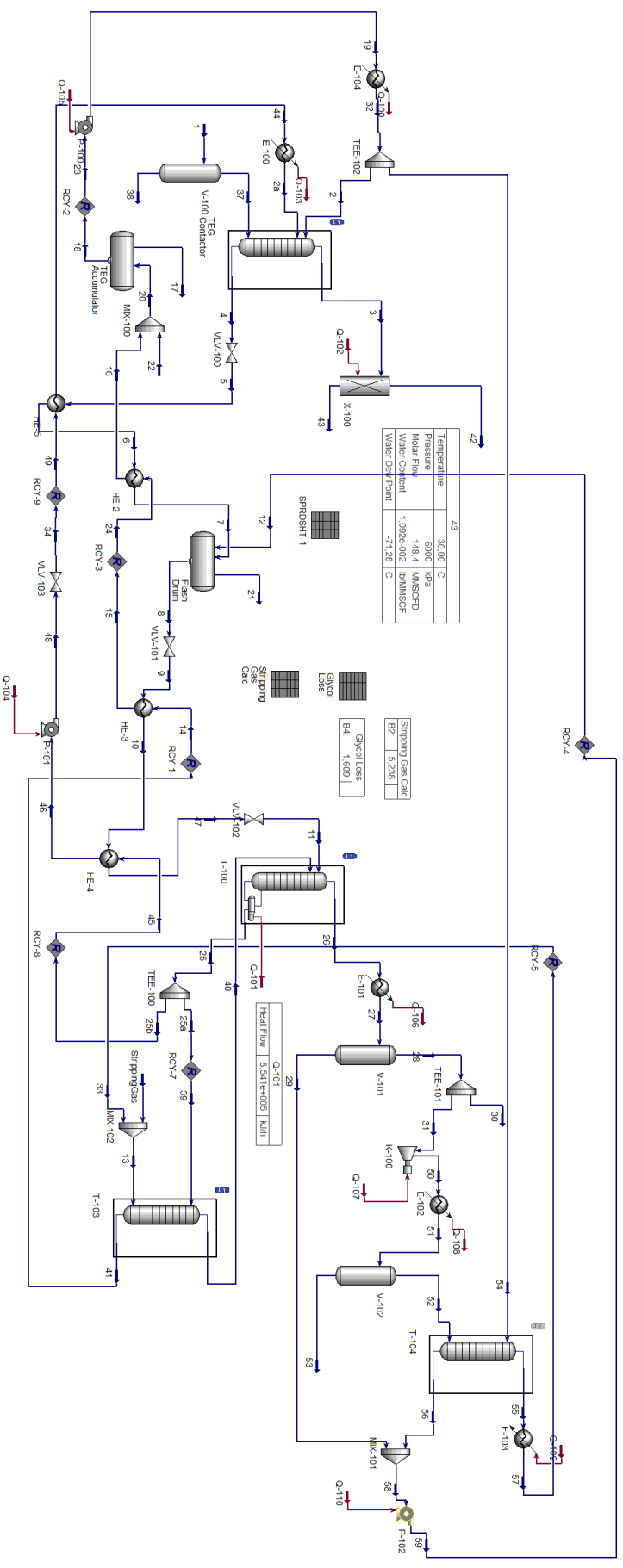
Gambar 3. 10 Diagram alir simulasi untuk TEG Dehydration dengan Conventional Regenerator menggunakan Aspen Hysys



Gambar 3. 11 Diagram alir simulasi untuk TEG Dehydration dengan Recycled Stripping Gas Regenerator menggunakan Aspen Hysys



Gambar 3. 12 Diagram alir simulasi untuk TEG Dehydration dengan Recycled Flash Gas and Stripping Gas Regenerator menggunakan Aspen Hysys



Gambar 3. 13 Diagram alir simulasi untuk TEG Dehydration dengan Dual Purity Feed Absorber serta Recycled Stripping Gas Regenerator menggunakan Aspen Hysys

#### 4. Perhitungan keekonomian

Pada tahapan ini, akan dilakukan perhitungan keekonomian konfigurasi proses dari tahapan 3. Perhitungan TAC mengikuti kaidah yang digunakan oleh Luyben (2011) dimana TAC adalah penjumlahan *total operating cost* dengan *capital investment* yang disetahunkan dengan *payback period*. Dalam penelitian ini, *payback period* yang dipergunakan adalah 3 tahun.

$$TAC = TOC + \frac{TCC}{PB} \quad (7)$$

*Total Operating Cost* tersusun dari *Energy Cost*, *Chemical Cost (TEG make-up)* serta *Stripping Gas cost*. Adapun untuk *Energy cost* yang digunakan dalam hal ini biaya untuk *heating cost*, *cooling cost*, serta *electrical cost* untuk pompa dan kompresor.

Tabel 3. 4 Ringkasan *Utility* dan *Chemical Cost*

<i>Utility Cost</i>	<b>Satuan</b>	<b>Nilai</b>
<i>Heating medium</i>	\$/GJ	9.8
<i>Cooling water</i>	\$/GJ	2.5
<i>Electricity</i>	\$/GJ	16.8

<i>Chemical Cost</i>	<b>Satuan</b>	<b>Nilai</b>
<i>TEG make-up</i>	\$/kg	2.71
<i>Stripping gas</i>	\$/GJ	3.11

Tabel 3. 5 *Capital cost estimation summary*

<i>Equipment</i>	<i>Estimated Formula</i>
<i>Separator/Scrubber/Drum</i>	$17640 d^{1.066} p^{0.802}$
<i>Heat exchanger</i>	$7296 A^{0.65}$
<i>Centrifugal compressor</i>	$(1293)(517.3)(3.11)(hp)^{0.82}/280$



### 3.6. Tata Waktu Pelaksanaan

Tata waktu pelaksanaan penelitian Tesis ini adalah sebagai berikut.

No	Kegiatan	2019					2020								
		Ags	Sep	Okt	Nop	Des	Jan	Feb	Mar	Apr	Mei	Jun	Jul	Ags	
1	Penyiapan Proposal Tesis	█													
2	Seminar Proposal Tesis		█												
3	Pengumpulan data awal		█	█	█										
4	Pembuatan Model Aspen Hysys		█	█	█										
5	Run Simulasi + Validasi		█	█	█		█								
6	Pembuatan Model Keekonomian			█	█										
7	Penulisan Laporan Progres Tesis			█	█		█	█							
8	Seminar Progres Tesis							█							
9	Run Simulasi lanjutan				█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█
10	Perhitungan Keekonomian Lanjutan						█	█	█	█	█	█	█	█	█
11	Penulisan Laporan Akhir Tesis						█	█	█	█	█	█	█	█	█
12	Seminar Akhir Tesis												█	█	█
13	Seminar Internasional														
14	Penulisan publikasi Jurnal Internasional					█	█	█	█	█	█	█	█	█	█
15	Pengajuan Jurnal Internasional (proses review)						█	█	█	█	█	█	█	█	█
16	Proses Penerimaan Jurnal Internasional									█	█	█	█	█	█

Rencana awal (Proposal Tesis, September 2019)  
 Rencana pemulihan (Kemajuan Tesis, Maret 2020)  
 Pelaksanaan Aktual



## **BAB 4**

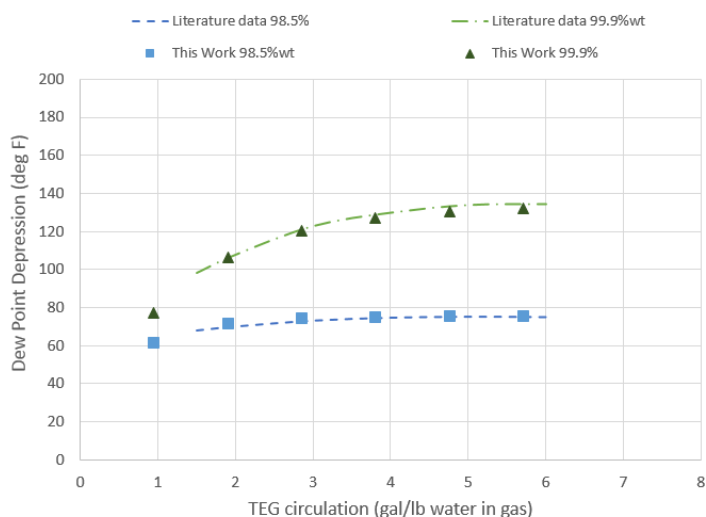
### **HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN**

Penelitian ini diawali dengan pembuatan simulasi proses dehidrasi gas alam dengan parameter proses yang dijelaskan pada Bab 3, baik proses dehidrasi dengan absorpsi TEG maupun dengan adsorpsi menggunakan *molecular sieve*. Simulasi ini akan ditetapkan sebagai *Base Case*. Kemudian dilakukan pula simulasi proses dehidrasi gas alam dengan absorpsi TEG, dimana terdapat tambahan peralatan proses di bagian regenerasi TEG yang ditujukan untuk meningkatkan kemurnian TEG. Ada 4 macam konfigurasi regenerasi TEG yang akan disimulasikan. Pada tahapan awal, simulasi proses dibuat terpisah antara kolom TEG Absorber dan sistem regenerasinya. Hal ini dilakukan untuk mendapatkan hasil simulasi awal pada masing-masing bagiannya dengan lebih cepat tanpa melibatkan *recycle stream loop*. Verifikasi terhadap validitas simulasi proses dilakukan dengan membandingkan hasil simulasi dengan nilai-nilai yang didapatkan dari literatur. Pada tahapan selanjutnya, kedua bagian simulasi yaitu bagian sistem absorpsi dan sistem regenerasi disimulasikan secara bersamaan melibatkan *recycle stream loop* untuk mendapatkan parameter operasi dari tiap-tiap bagian proses. Kemudian perhitungan sizing peralatan utama dilakukan berdasarkan parameter proses hasil simulasi. Hasil sizing peralatan utama dan perhitungan kebutuhan energi digunakan dalam perhitungan keekonomian *Total Annual Cost*.

#### **4.1. Hasil Verifikasi Simulasi**

Model simulasi yang digunakan diverifikasi menggunakan data dari literatur untuk hasil perhitungan *water dew point depression*, *water dew point* serta *water removal*. *Water dew point depression* adalah jumlah derajat penurunan *dew point* luaran yang diharapkan, dibandingkan terhadap *dew point* gas masukan. Sebagai contoh, jika suatu aliran gas alam memiliki *dew point* awal 30°C dan akan diturunkan hingga mencapai -20°C, maka memerlukan *dew point depression* sebesar 50°C. Kurva performa *dew point depression* dari suatu proses dehidrasi

umumnya ditampilkan sebagai fungsi jumlah *glycol* yang diperlukan (dalam satuan gallon atau liter) untuk menghilangkan 1 lb (atau 1 kg) uap air dari gas masukan.

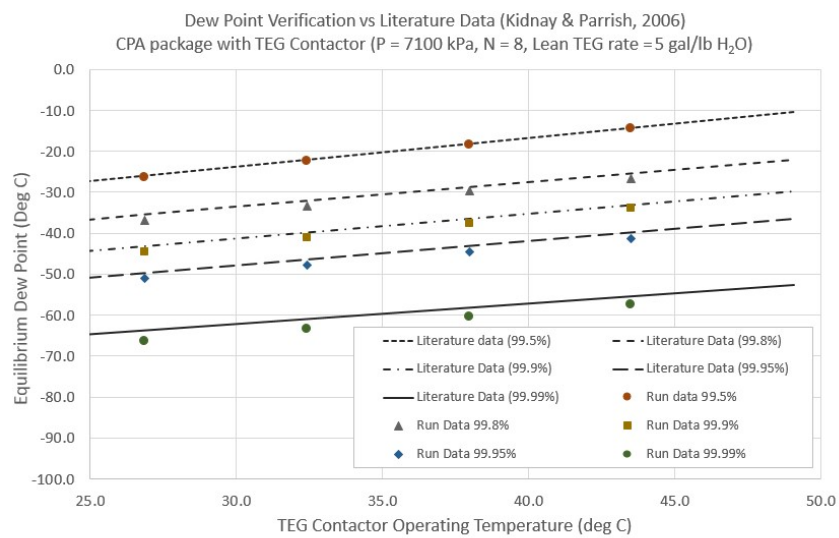


Gambar 4. 1 Kurva perbandingan performa absorpsi (*water dew point depression*) dengan berbagai kemurnian TEG sebagai fungsi sirkulasi TEG dibandingkan dengan data literatur

Hasil verifikasi terhadap perhitungan *water dew point depression* ditampilkan pada Gambar 4.1 dimana terdapat dua tingkat kemurnian TEG yang digunakan, yaitu 98,5 dan 99,9%-berat. Terlihat bahwa untuk berbagai nilai sirkulasi TEG, yaitu dari 1,9 sampai 5,7 gallon TEG untuk setiap *pound* (lb) *water removed*, nilai *dew point depression* dari simulasi sangat mendekati nilai yang dipublikasikan pada literatur Manning dan Thompson (1991). Deviasi absolut dari hasil tiap run adalah kurang dari  $\pm 5\%$ . Perhitungan detail deviasi absolut hasil run terhadap nilai literatur disajikan pada Lampiran A.

Untuk memenuhi kebutuhan dehidrasi TEG yang dapat menggantikan sistem Molecular Sieve, maka diperlukan tingkat *dew point depression* yang tinggi. Sebagai contoh, dengan gas masukan awal yang memiliki *dew point* mula-mula 30°C dan gas luaran diharapkan memiliki *dew point* serendah -60°C, maka *dew point depression* yang diperlukan adalah sebesar 90°C (atau 162°F). Karena

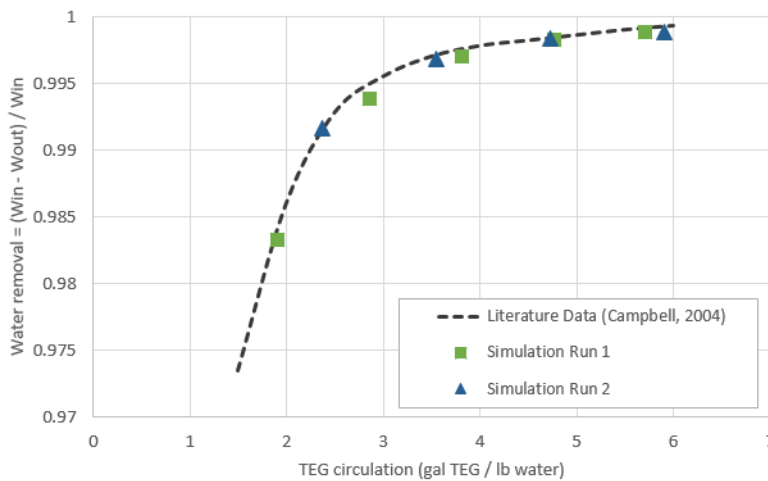
terbatasnya literatur yang menampilkan data *dew point depression setinggi* itu, maka proses verifikasi untuk simulasi TEG dengan kemurnian tinggi (>99,9%-berat) menggunakan pendekatan lain, yaitu membandingkan hasil perhitungan *dew point* dengan data literatur seperti yang ditampilkan pada Gambar 2.1. Hasil perbandingan ditampilkan pada Gambar 4.2 dan detail perhitungan deviasi absolut disajikan pada Lampiran A.



Gambar 4. 2 Kurva perbandingan performa absorpsi (*equilibrium water dew point*) dengan berbagai kemurnian TEG sebagai fungsi suhu operasi kolom TEG Contactor dibandingkan dengan data literatur

Gambar 4.2 menunjukkan bahwa pada berbagai tingkat kemurnian TEG yang digunakan dalam simulasi, perhitungan water dew point memberikan hasil yang cukup akurat dibandingkan nilai yang dipublikasikan dalam literatur (Kidnay dan Parrish, 2006), dengan deviasi absolut  $\leq \pm 5\%$ . Karena hal tersebut, maka untuk perhitungan selanjutnya, *dew point* target simulasi adalah ditetapkan  $-70^{\circ}\text{C}$  untuk memberikan margin yang cukup untuk memenuhi *dew point* aktual sebesar  $-60^{\circ}\text{C}$ .

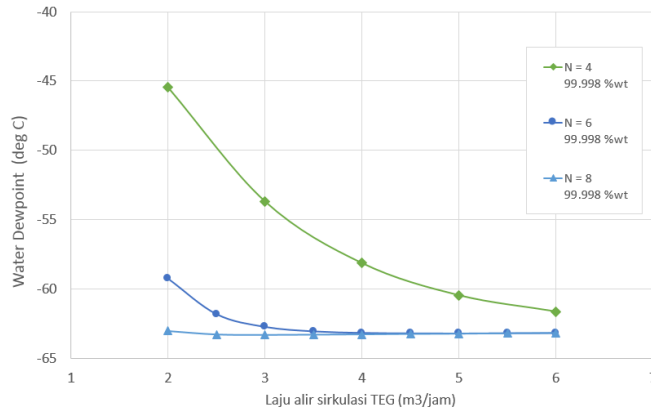
Untuk menguji akurasi jumlah water moisture yang dihilangkan dari gas alam pada unit TEG Absorber, maka hasil simulasi dibandingkan dengan data dari literatur (Campbell, 2004) dan ditampilkan pada Gambar 4.3 berikut. Terlihat bahwa hasil simulasi dari 2 run yang berbeda memberikan hasil yang akurat (deviasi absolut  $<\pm 0,5\%$ ).



Gambar 4. 3 Kurva perbandingan performa absorpsi (*water removal ratio*) dengan berbagai kemurnian TEG sebagai fungsi sirkulasi TEG dibandingkan dengan data literatur

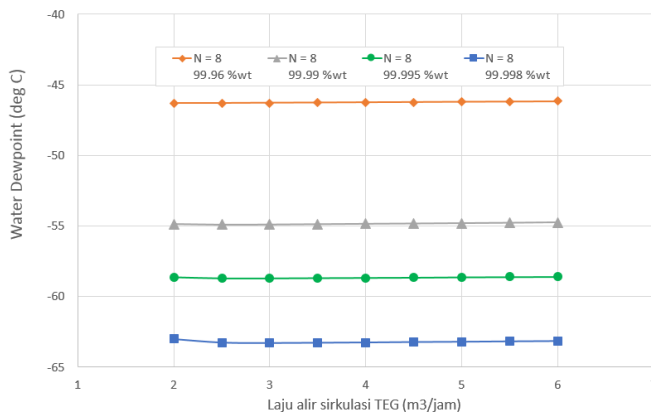
Gambar 4.4 menunjukkan perbandingan *water dew point* dari gas alam yang dikeringkan dalam kolom TEG Absorber pada berbagai laju alir sirkulasi lean TEG. Jumlah stage teoretis yang digunakan adalah 4, 6 dan 8 stage. Larutan lean TEG yang digunakan pada simulasi ini adalah 99,998% berat. Terlihat bahwa untuk mencapai *water dew point*  $< -60^{\circ}\text{C}$  pada kolom TEG Absorber dengan jumlah stage teoretis sebanyak 4, diperlukan laju alir lean TEG dengan kandungan TEG 99,998% di atas  $4,8 \text{ m}^3/\text{jam}$ . Adapun untuk kolom Absorber dengan jumlah stage teoretis sebanyak 6, diperlukan sedikitnya laju alir lean TEG sebesar  $2,2 \text{ m}^3/\text{jam}$  untuk mencapai *water dew point*  $< -60^{\circ}\text{C}$ . Apabila jumlah stage teoretis kolom TEG

Absorber ditambahkan menjadi 8, maka laju alir lean TEG di atas 2 m<sup>3</sup>/jam akan dapat menghasilkan gas alam dengan *water dew point* <-60°C.

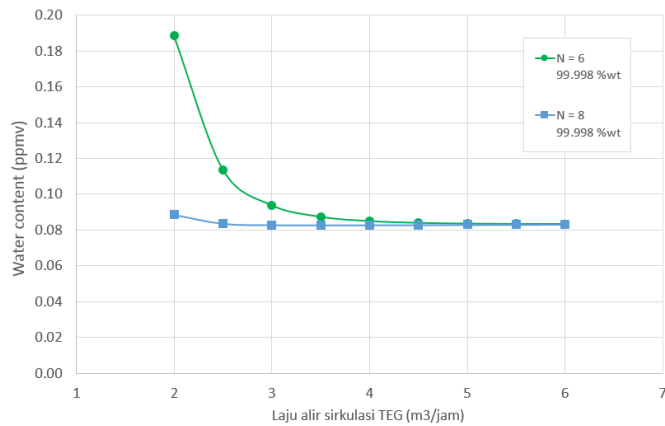


Gambar 4. 4 Kurva perbandingan performa absorpsi dengan TEG (kemurnian 99,998 %-berat) dengan variasi jumlah stage teoretis pada kolom TEG Absorber

Gambar 4.5 menunjukkan perbandingan *water dew point* dari gas alam yang dikeringkan dalam kolom TEG Absorber dengan jumlah stage teoretis sebanyak 8 pada berbagai laju alir sirkulasi lean TEG. Terlihat bahwa untuk mencapai tingkat *water dew point* <-60°C, maka lean TEG setidaknya memiliki kemurnian TEG sebesar 99,998%.



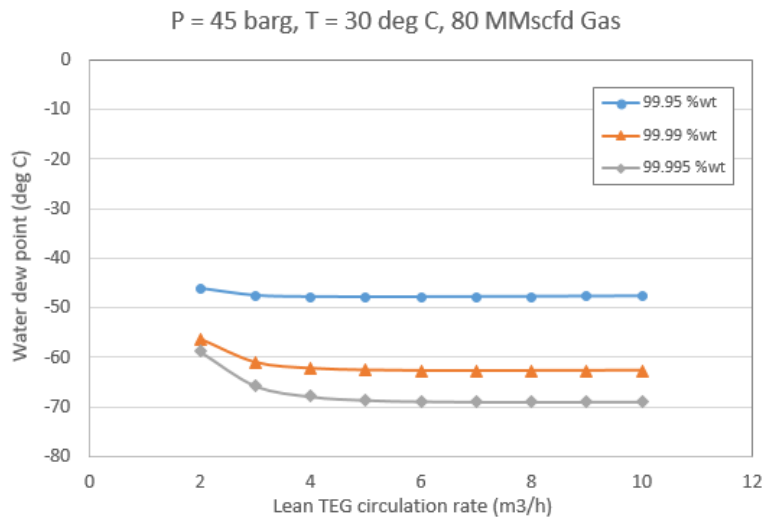
Gambar 4.5 Kurva perbandingan performa absorpsi dengan TEG (jumlah stage teoretis pada kolom TEG Absorber, N = 8) dengan variasi berbagai kemurnian larutan TEG



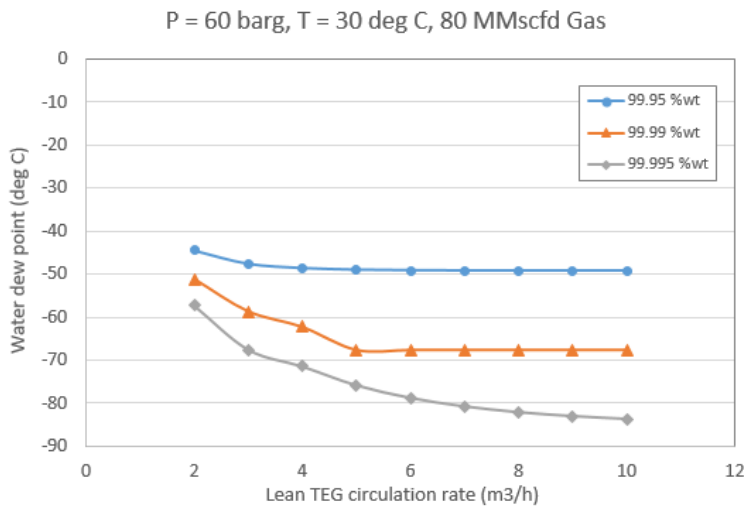
Gambar 4.6 Kurva perbandingan performa absorpsi dengan TEG (kemurnian 99,998 %-berat) dengan variasi jumlah stage teoretis pada kolom TEG Absorber

Gambar 4.6 menunjukkan perbandingan *water content* dalam gas yang dikeringkan pada kolom TEG Absorber dengan jumlah stage teoretis sebanyak 6 dan 8 dengan variasi berbagai laju alir sirkulasi TEG dengan kemurnian 99,998%. Terlihat bahwa pada kedua kolom absorber, kandungan *water moisture* dalam gas alam yang dikeringkan dapat mencapai <0,2 ppm.

## 4.2. Hasil Simulasi Proses Absorpsi TEG (Tahap 1)



Gambar 4. 7 Kurva perbandingan performa absorpsi (*water removal ratio*) dengan berbagai kemurnian TEG sebagai fungsi laju sirkulasi lean TEG pada kolom TEG Contactor dengan tekanan operasi 45 barg dan suhu operasi 30°C



Gambar 4. 8 Kurva perbandingan performa absorpsi (*water removal ratio*) dengan berbagai kemurnian TEG sebagai fungsi laju sirkulasi lean TEG pada kolom TEG Contactor dengan tekanan operasi 60 barg dan suhu operasi 30°C

## 4.3. Hasil Simulasi Proses Regenerasi TEG (Tahap 2)

Tahapan simulasi berikutnya adalah mengkaji konfigurasi sistem regenerasi TEG untuk mendapatkan tingkat kemurnian 99,998%. Adapun *stripping agent* yang



disimulasikan adalah gas alam yang sudah didehidrasi. Terlihat dari Tabel 4.1. bahwa untuk mencapai tingkat kemurnian TEG sebesar 99,998% maka diperlukan sedikitnya *stripping agent* berupa *dried natural gas* dengan laju alir sebesar 0,6 MMSCFD. Jumlah ini cukup besar jika dipergunakan secara kontinyu. Karena *stripping gas* ini diambilkan dari produk gas yang didehidrasi, maka semakin besar konsumsi akan makin mengurangi jumlah gas alam yang bisa menjadi produk gas jual. Hal ini mendukung perlunya konfigurasi sistem regenerasi yang menggunakan skema resirkulasi *stripping gas*, untuk menekan konsumsi *fresh dried natural gas*.

Tabel 4. 1 Hasil simulasi regenerasi TEG dengan stripping agent (natural gas) dengan variasi laju alir stripping gas

	Laju alir <i>Stripping Gas</i> (MMscfd)	Kandungan <i>water moisture</i> dalam <i>Lean TEG</i> (%-berat)
Run 1	0,1	99,814
Run 2	0,2	99,943
Run 3	0,3	99,979
Run 4	0,4	99,992
Run 5	0,5	99,996
Run 6	0,6	99,998

#### 4.4. Hasil simulasi gabungan proses dehidrasi dan regenerasi TEG (Tahap 3)

Ringkasan hasil simulasi proses ditabulasikan dalam Tabel 4.2 berikut. Rincian hasil disajikan dalam Lampiran A. Neraca massa dan neraca panas ditampilkan pada Lampiran E. Angka-angka yang ditampilkan pada subbab pembahasan ini adalah untuk menjelaskan kasus dengan laju alir inlet gas sebesar  $4,20 \times 10^6$  Sm<sup>3</sup>/jam (150 MMscfd) dan pada kondisi operasi dengan tekanan 6000 kPa dan temperatur 30°C. Laju alir TEG untuk semua kasus (*base case* dan *evaluated case*) ditetapkan sama, yaitu 5m<sup>3</sup>/jam. Tabel 4.2 menjelaskan bahwa baik target *dew point* maupun kandungan *moisture* dalam gas dapat dicapai oleh *evaluated case* dengan TEG kemurnian tinggi (99,993%-berat). Dengan demikian, kasus ini dapat dinominasikan untuk menggantikan fungsi dehidrasi menggunakan *Molecular*

*Sieve*, sepanjang memberikan nilai *Total Annual Cost* (TAC) yang kompetitif dibandingkan base case.

Kebutuhan energi untuk proses dehidrasi disajikan dalam Tabel 4.3. Terlihat bahwa untuk *base case* memerlukan 8,513 GJ/jam sementara untuk *evaluated case* 1 memerlukan energi yang jauh lebih rendah, yaitu 1,658 GJ/jam, atau terjadi penurunan kebutuhan energi sebesar 80%. Konsumsi energi yang besar untuk *base case* adalah untuk memenuhi kebutuhan *heating* sebesar 3,55 GJ/jam dan kebutuhan *cooling* sebesar 3,28 GJ/jam. Hal ini disebabkan pada *base case* terdapat kebutuhan pemanasan dan pendinginan *regeneration gas*. *Regeneration gas* dipanaskan dari 40°C sampai 300°C, sedangkan pendinginannya dari temperatur 290°C menjadi 40°C. Penghematan energi inilah yang diharapkan dari konfigurasi *recycled stripping gas* untuk *evaluated case*.

Tabel 4. 2 Rangkuman hasil simulasi proses *TEG Absorption* dan *Mole-Sieve Adsorption* serta usulan konfigurasi *TEG Absorption* dengan modifikasi sistem regenerasi

	Laju alir TEG (m <sup>3</sup> /jam)	Kemurnian <i>Lean</i> TEG (%-wt)	<i>Dry Gas</i> <i>Moisture</i> (mg/Sm <sup>3</sup> )	<i>Water</i> <i>Dewpoint</i> (°C)
<b><i>Base Case</i></b>				
<i>TEG Dehydration</i>	5,0	98,71	110,0	-2,00
<i>Mole sieve Dehydration</i>	-	-	0,16	-70,00
<b><i>Usulan Konfigurasi</i></b>				
<i>Evaluated Case 1: Natural Gas Stripping + Recycle</i>	5,0	99,993	0,16	-70,0
<i>Evaluated Case 2: Natural gas, flash gas stripping + recycle</i>	5,0	99,994	0,16	-70,0
<i>Evaluated Case 3: Dual-purity Feed, natural gas stripping + recycle</i>	5,5	99,996	0,16	-70,0

Tabel 4. 3 Perbandingan konsumsi energi antara base case (TEG conventional & mole sieve dehydration) dan evaluated case (TEG dehydration + recycled stripping gas)

	<i>Heating duty</i> (GJ/h)	<i>Cooling duty</i> (GJ/h)	<i>Electrical power duty</i> (GJ/h)
<b><i>Base Case</i></b>			
<i>TEG dehydration</i>	0,976	0,392	0,044
<i>Molecular sieve dehydration</i>	3,550	3,280	0,121
<b><i>Evaluated Case</i></b>			
<i>1. Natural gas stripping + recycle</i>	0,898	0,643	0,118
<i>2. Natural gas, flash gas stripping + recycle</i>	0,909	0,657	0,117
<i>3. Dual-purity Feed, natural gas stripping + recycle</i>	1,081	0,857	0,123

Kompresi *regeneration gas* memerlukan sekitar 0,121 GJ/jam. Beban pemanasan (*heating duty*) terbesar adalah digunakan pada *reboiler*. Parameter operasional yang penting dalam *evaluated case* adalah temperatur dari keluaran *overhead vapor cooler* dan keluaran *after cooler* dari *recycled gas compressor*. Temperatur keluaran *overhead vapor cooler* ditetapkan 75°C untuk memaksimalkan kondensasi TEG, tanpa menyebabkan kondensasi *heavy hydrocarbons* dari aliran *overhead vapor*. Campuran *vapor* dan kondensat dipisahkan dalam Suction Scrubber dari kompresor. Sebagian *vapor* akan dialirkan ke sistem Vent/Flare, sedangkan sebagian besarnya akan diresirkulasi menggunakan kompresor *recycled stripping gas* yang ditetapkan beroperasi pada tekanan *discharge* sekitar 250 kPa. Angka tekanan ini dipilih dengan beberapa pertimbangan antara lain, untuk mencegah temperatur *discharge* dari kompresor melebihi 160°C, maka *pressure ratio* dari kompresor ditetapkan sekitar 2,5. Pertimbangan lain adalah supaya aliran *flash gas* dari *Flash Drum* (tekanan operasi 650 kPa) pada *Evaluated Case 2*, masih dapat masuk bergabung dengan luaran *discharge* dari *Stripping Gas Recycled Compressor*. Adapun temperatur keluaran *after cooler* ditetapkan sebesar 40°C

untuk memaksimalkan kondensasi air pada aliran tersebut, sehingga dapat meminimalkan TEG loss dari sistem regenerasi.

Untuk konfigurasi *Evaluated case 3*, hasil simulasi menunjukkan bahwa penggunaan energi *heating* dan *cooling* lebih tinggi dari *Evaluated case 1* dan *2*. Menimbang bahwa konfigurasi ini juga menggunakan peralatan proses lebih banyak dibandingkan *evaluated case 1* dan *2*, maka pada fase ini, *Evaluated case 3* tidak dipertimbangkan untuk dilanjutkan pada fase perhitungan keekonomian.

adalah kecil (<5%).

Tabel 4. 4 Perbandingan keperluan *stripping gas* pada *Evaluated case 1* dan *2* (*recycled stripping gas* vs. *recycled stripping and flash gas*)

<i>Parameter</i>	<i>Unit</i>	<i>Evaluated Case 1: Recycled Stripping Gas</i>	<i>Evaluated Case2: Recycled Stripping Gas + Flash Gas</i>
<i>Fresh stripping gas</i>	kg/jam	113,2	80,8
<i>Overhead % recycle</i>	%	70,0	70,0
<i>Recycled Stripping Gas</i>	kg/jam	446,6	512,6

Perbedaan antara konfigurasi *Evaluated case 1* dan *2* pada penelitian ini terletak pada jumlah kebutuhan *stripping gas* sebagaimana dapat dilihat pada Tabel 4.4. Diperlukan sekitar 440-520 kg/jam *stripping gas* untuk *lean glycol* dengan laju sirkulasi sebesar 5 m<sup>3</sup>/jam untuk memenuhi kriteria *water content* dan kandungan *moisture* dalam gas yang dikeringkan. Kebutuhan *fresh stripping gas* dikurangi dengan melakukan resirkulasi 70% dari vapor overhead luaran *Stripping Column*. Kebutuhan *fresh stripping gas* dapat diturunkan sebesar 29% (dari 113,2 menjadi 80,8 kg/jam) dengan penggunaan *flash gas* sebagai tambahan *stripping gas*. Ini adalah kelebihan utama dari konfigurasi *Evaluated Case 2* dibandingkan kedua konfigurasi lainnya. Aspek penting lainnya adalah TEG loss dimana bisa dilihat dari jumlah loss melalui *gas outlet Absorber*, *flash gas*, dan dari sistem regenerasi. Tabel 4.5 memperlihatkan bahwa perbedaan TEG loss antara kedua *evaluated case*

Tabel 4. 5 Perbandingan *glycol losses* pada *Evaluated case 1 dan 2 (recycled stripping gas vs. recycled stripping and flash gas)*

<i>TEG Losses</i>	<i>Unit</i>	<i>Evaluated Case 1: Recycled Stripping Gas</i>	<i>Evaluated Case2: Recycled Stripping Gas + Flash Gas</i>
<i>From TEG Absorber</i>	kg/jam	0,169	0,169
<i>From Flash Drum</i>	kg/jam	0,017	0,000
<i>From Overhead Regenerator</i>	kg/jam	0,016	0,015
<i>Recycled Gas Discharge Scrubber</i>	kg/jam	0,044	0,053
<b>Total</b>	kg/jam	0,246	0,237

#### 4.5.Perhitungan Total Annual Cost untuk Base Case

*Total Annual Cost* yang diperlukan pada *Base Case*, yaitu *TEG conventional unit* dan *Molecular Sieve dehydration unit* ditabelkan pada Tabel 4.6 berikut. Rincian lebih lanjut dapat dilihat pada Lampiran C.

Dapat dilihat bahwa unit *molecular sieve* memiliki *Total Capital Cost (TCC)* hampir dua kali lipat dibandingkan dengan unit *TEG conventional*. Hal ini disebabkan karena unit *molecular sieve* menggunakan tiga *dehydration towers*. Selain itu diperlukan juga *capital cost* untuk unit *Regeneration Gas Heater* dan *Regeneration Gas Compressor*. Untuk kebutuhan *Total Operating Cost* dari unit *molecular sieve* juga jauh lebih besar dibandingkan unit *TEG conventional*, utamanya karena besarnya kebutuhan *heating* dan *cooling* untuk *regeneration gas*.

Tabel 4. 6 Perhitungan *Total Annual Cost* untuk *Base case (TEG conventional & Mole sieve dehydration)*

<i>Base Case</i>	<i>TCC (\$)</i>	<i>TCC / PB (\$)</i>	<i>TOC (\$)</i>	<i>TAC (\$)</i>
<i>TEG dehydration (conventional regeneration)</i>	403 944	134 648	103 958	238 606
<i>Molecular sieve dehydration</i>	841 654	280 551	206 088	486 640
<b>Total</b>	1 245 958	415 199	310 046	725 245

#### 4.6. Perhitungan Total Annual Cost untuk Evaluated Case

Penelitian ini menggunakan dua *evaluated case* seperti yang ditabelkan pada Tabel 4.7 berikut. Rincian perhitungan TAC disediakan pada Lampiran C. Dari Tabel 4.7 dapat diketahui bahwa *evaluated case* memerlukan *capital cost* yang lebih besar dibandingkan TEG *conventional unit* (\$574 326 vs. \$403 944). Penambahan *capital cost* sebesar \$170 382 ini dikarenakan *evaluated case* menggunakan tambahan *equipment* seperti *Recycled Gas Compressor, Scrubber, Stripping Gas Absorber*, serta tentunya *cooler* dan *heater*. Akan tetapi, kebutuhan TCC ini masih jauh lebih rendah jika dibandingkan kombinasi TCC dari TEG *conventional unit* dan *molecular sieve dehydration unit* (\$1 245 598).

Tabel 4. 7 Perhitungan *Total Annual Cost* untuk *evaluated cases* (TEG *dehydration* + *recycled stripping gas*)

<i>Evaluated Case</i>	TCC (\$)	TCC / PB (\$)	TOC (\$)	TAC (\$)
<b><i>Recycled Stripping Gas – Natural Gas</i></b>	<b>574 326</b>	<b>191 442</b>	<b>257 228</b>	<b>448 670</b>
<i>TEG dehydration (conventional regeneration)</i>	403 944	134 648	103 958	238 606
<i>Additional equipment</i>	170 382	56 794	153 271	210 065
<b><i>Recycled Stripping Gas – Natural Gas &amp; Flash Gas</i></b>	<b>572 982</b>	<b>190 994</b>	<b>215 775</b>	<b>407 769</b>
<i>TEG dehydration (conventional regeneration)</i>	403 944	134 648	103 958	238 606
<i>Additional equipment</i>	169 038	56 346	112 817	169 163

Kebutuhan *Total Operating Cost* pada *evaluated case* juga lebih rendah dibandingkan gabungan TOC dari TEG *conventional unit* dan *molecular sieve unit* (\$257 288/tahun vs. \$310 046/tahun). Akhirnya, hasil perhitungan TAC dari *evaluated case* juga jauh lebih rendah dibandingkan dengan *Base Case* (\$448 670/tahun vs. \$725 245/tahun). Jika ditinjau dari tolok ukur TAC, maka konfigurasi

*Evaluated case 2* adalah yang terbaik dengan TAC sebesar \$407 769/tahun (43,8% lebih rendah dibandingkan *base case*). Hal ini dapat dicapai melalui penghematan penggunaan *dried sales gas* sebagai bahan baku *stripping gas* sebesar 29% yang menyumbangkan penurunan TOC sebesar \$41 564/tahun.

## BAB 5

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 5.1. Kesimpulan

Penelitian ini menggunakan teknik simulasi proses untuk mendapatkan konfigurasi proses alternatif pengganti proses dehidrasi 2 tahap (absorpsi dengan TEG dan adsorpsi dengan *Molecular Sieve*).

Hasil penelitian menunjukkan bahwa 3 konfigurasi proses mampu secara teknis menyamai hasil proses 2 tahap tersebut, dalam kriteria *water dew point* dan *water content* dalam Sales Gas.

Usulan Konfigurasi	Kemurnian TEG (%-berat)	<i>Water content</i> (mg/Sm <sup>3</sup> )	<i>Water dew point</i> (°C)
1. <i>Natural Gas Stripping + Recycle</i>	99,993	0,16	-70,0
2. <i>Natural gas, flash gas stripping + recycle</i>	99,994	0,16	-70,0
3. <i>Dual-purity Feed, natural gas stripping + recycle</i>	99,996	0,16	-70,0

Perhitungan keekonomian menunjukkan bahwa ketiga konfigurasi memberikan *Total Annual Cost* (TAC) yang lebih rendah dibandingkan *Base Case*.

Usulan Konfigurasi	<i>Total Annual Cost</i> (\$/tahun)	Penghematan terhadap <i>Base Case</i> (%)
1. <i>Natural Gas Stripping + Recycle</i>	448 670	38,1
2. <i>Natural gas, flash gas stripping + recycle</i>	407 769	43,8
3. <i>Dual-purity Feed, natural gas stripping + recycle</i>	590 397	18,6



Dapat disimpulkan bahwa konfigurasi terbaik adalah *Evaluated Case 2* dengan penurunan TAC sebesar \$317 476/tahun (43,8%).

## **5.2. Saran**

Menimbang bahwa *energy cost* dalam penelitian ini memberikan pengaruh yang besar pada perhitungan TAC, maka untuk penelitian selanjutnya dapat diteruskan dengan melakukan proses optimasi pada penggunaan energi dari konfigurasi proses absorpsi dengan *stripping gas* yang diresirkulasi. Optimasi yang dapat dilakukan antara lain peninjauan ulang terhadap desain *heat exchanger network* yang digunakan, optimasi persentase *stripping gas* yang diresirkulasi, serta optimasi tekanan operasi kolom absorber untuk *stripping gas* yang diresirkulasi.

## DAFTAR PUSTAKA

1. Affandy, S.A., Kurniawan, A., Handogo, R., Sutikno, J.P. dan Chien, I. (2020), “Technical and economic evaluation of triethylene glycol regeneration process using flash gas as stripping gas in a domestic natural gas dehydration unit”, *Engineering Reports*, No. August 2019, hal. 1–15.
2. Affandy, S.A., Renanto, Juwari dan Chien, I.L. (2017), “Simulation and optimization of structured packing replacement in absorption column of natural gas dehydration unit using triethylene glycol (TEG)”, *2017 6th International Symposium on Advanced Control of Industrial Processes, AdCONIP 2017*, hal. 275–281.
3. Baktash, M.S., Khorramirad, R., Abbasi, M., Paymooni, K. dan Rahimpour, M.R. (2010), “Improvement of TEG regeneration in natural gas dehydration using a hydrocarbon solvent”, *19th International Congress of Chemical and Process Engineering, CHISA 2010 and 7th European Congress of Chemical Engineering, ECCE-7*.
4. Campbell, J.M. (2004), *Gas Conditioning and Processing, Volume 2: The Equipment Modules*, diedit oleh Hubbard, R.A., 8th ed., John M. Campbell and Company, Norman Oklahoma.
5. Carrol, J. (2014), “Dehydration of natural gas”, *Natural Gas Hydrates A Guide for Engineers*, Gulf Professional Publishing, Burlington, MA, USA, hal. 175–195.
6. Chebbi, R., Qasim, M. dan Abdel Jabbar, N. (2019), “Optimization of triethylene glycol dehydration of natural gas”, *Energy Reports*, Elsevier Ltd, Vol. 5, hal. 723–732.
7. Chen, J.J.J. (1987), “Comments on improvements on a replacement for the logarithmic mean”, *Chemical Engineering Science*, Vol. 42 No. 10, hal. 2488–2489.
8. Dreher, T., Cavili, M. dan Geard, A. (2014), “Increasing sales gas output from glycol dehydration plants”, *Society of Petroleum Engineers - SPE Asia Pacific*

- Oil and Gas Conference and Exhibition, APOGCE 2014 - Changing the Game: Opportunities, Challenges and Solutions*, Vol. 1 No. October, hal. 153–161.
9. Farag, H.A.A., Ezzat, M.M., Amer, H. dan Nashed, A.W. (2011), “Natural gas dehydration by desiccant materials”, *Alexandria Engineering Journal*, Faculty of Engineering, Alexandria University, Vol. 50 No. 4, hal. 431–439.
  10. Gad, M.S., Elmawgoud, H.A., Aboul-Fotouh, T.M. dan El-Shafie, M.A. (2016), “The economic comparison between dry natural gas and nitrogen gas for stripping water vapor from glycol In the gas dehydration process”, *International Journal of Engineering Science Invention*, Vol. 5 No. 8, hal. 8–12.
  11. Gandhidasan, P., Al-Farayedhi, A.A. dan Al-Mubarak, A.A. (2001), “Dehydration of natural gas using solid desiccants”, *Energy*, Vol. 26 No. 9, hal. 855–868.
  12. GPSA. (2004), “Section 20 GPSA Engineering Databook”, *GPSA Engineering Databook*, 12th ed., Tulsa, Oklahoma, hal. 20-1-20–48.
  13. Kidnay, Arthur J & Parrish, W.R. (2006), *Fundamentals of Natural Gas Processing*, CRC Press, Boca Raton, Florida.
  14. Kong, Z.Y., Mahmoud, A., Liu, S. dan Sunarso, J. (2018), “Revamping existing glycol technologies in natural gas dehydration to improve the purity and absorption efficiency: Available methods and recent developments”, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Elsevier, Vol. 56 No. June, hal. 486–503.
  15. Kong, Z.Y., Mahmoud, A., Liu, S. dan Sunarso, J. (2019), “Development of a techno-economic framework for natural gas dehydration via absorption using Tri-Ethylene Glycol: a comparative study on conventional and stripping gas dehydration processes”, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, Vol. 94 No. 3, hal. 955–963.
  16. Kong, Z.Y., Melvin Wee, X.J., Mahmoud, A., Yu, A., Liu, S. dan Sunarso, J. (2020), “Development of a techno-economic framework for natural gas

- dehydration via absorption using tri-ethylene glycol: A comparative study between DRIZO and other dehydration processes”, *South African Journal of Chemical Engineering*, Institution of Chemical Engineers (ICHEME), Vol. 31, hal. 17–24.
17. Luyben, W. (2011), “Economic Basis”, *Principles and Case Studies of Simultaneous Design*, John Wiley & Sons, New Jersey, hal. 1–317.
  18. Manning, F.S. dan Thompson, R.E. (1991), *Oilfield Processing of Petroleum, Vol. 1 Natural Gas*, Pennwell Books Publishing Company, Tulsa, Oklahoma.
  19. Mokhatab, S., Poe, W.A. dan Mak, J.Y. (2015), *Natural Gas Dehydration, Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, 3rd ed., Gulf Professional Publishing, Waltham, MA, tersedia pada:<https://doi.org/10.1016/b978-0-12-801499-8.00007-9>.
  20. Neagu, M. dan Cursaru, D.L. (2017), “Technical and economic evaluations of the triethylene glycol regeneration processes in natural gas dehydration plants”, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Elsevier B.V, Vol. 37, hal. 327–340.
  21. Netusil, M. dan Ditzl, P. (2011), “Comparison of three methods for natural gas dehydration”, *Journal of Natural Gas Chemistry*, CAS/DICP, Vol. 20 No. 5, hal. 471–476.
  22. Olijhoek, J. dan Leeuw, B. (2015), “CAPEX and OPEX considerations for gas dehydration technologies”, *Gas Mexico Congress (GMC2015)*.
  23. Piemonte, V., Maschietti, M. dan Gironi, F. (2012), “A triethylene glycol-water system: A study of the TEG regeneration processes in natural gas dehydration plants”, *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization and Environmental Effects*, Vol. 34 No. 5, hal. 456–464.
  24. Rahimpour, M.R., Jokar, S.M., Feyzi, P. dan Asghari, R. (2013), “Investigating the performance of dehydration unit with Coldfinger technology in gas processing plant”, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Elsevier B.V, Vol. 12, hal. 1–12.
  25. Romero, I.A., Andreasen, A., Nielsen, R.P. dan Maschietti, M. (2019),

- “Modeling of the coldfinger water exhauster for advanced TEG regeneration in natural gas dehydration”, *Chemical Engineering Transactions*, Vol. 74 No. June, hal. 661–666.
26. Saidi, M., Parhoudeh, M. dan Rahimpour, M.R. (2014), “Mitigation of BTEX emission from gas dehydration unit by application of Drizo process: A case study in Farashband gas processing plant; Iran”, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Elsevier B.V, Vol. 19, hal. 32–45.
27. Skiff, T., Szuts, A., Szujo, V. dan Toth, A. (2002), “Drizo Unit Competes With Solid Bed Desiccant Dehydration”, *Laurence Reid Gas Conditioning Conference*, University of Oklahoma - Norman, Oklahoma, Norman, Oklahoma, US.
28. Smith, R.S. dan Humphrey, S.E. (1995), “High Purity Glycol Design Parameters and Operating Experience”, *Laurence Reid Gas Conditioning Conference*, University of Oklahoma - Norman, Oklahoma, Norman, Oklahoma, US.
29. Watanasiri, S., Sachdev, R., Chang, Y.-T. dan Dymont, J. (2015), “Dehydration with Aspen HYSYS ® : Validation of the CPA Property Package”, *Aspentech*, tersedia pada:  
<https://www.aspentech.com/en/resources/white-papers/dehydration-with-aspen-hysys-validation-of-the-cpa-property-package> (diakses 14 Mei 2019).

## LAMPIRAN

### Lampiran A

**Perhitungan deviasi absolut *dew point depression* hasil simulasi terhadap nilai literatur (kemurnian TEG = 98,5%)**

Laju sirkulasi TEG (gal TEG/lb H <sub>2</sub> O)	Hasil simulasi (°F)	Nilai di literatur (°F)	Deviasi absolut (%)
1,903	71,75	69,63	3,05
2,854	74,20	72,66	2,12
3,805	75,05	74,30	1,01
4,757	75,44	74,96	0,64
5,708	75,66	74,90	1,02

**Perhitungan deviasi absolut *dew point depression* hasil simulasi terhadap nilai literatur (kemurnian TEG = 99,9%)**

Laju sirkulasi TEG (gal TEG/lb H <sub>2</sub> O)	Hasil simulasi (°F)	Nilai di literatur (°F)	Deviasi absolut (%)
1,903	106,2	106,2	-0,01
2,854	120,2	123,3	-0,93
3,805	127,0	129,0	-1,55
4,757	130,4	133,3	-2,19
5,708	132,2	134,8	-1,77

**Perhitungan deviasi absolut perhitungan dew point hasil simulasi terhadap nilai literatur**

Suhu contactor (°C)	Hasil simulasi (°C)	Nilai di literatur (°C)	Deviasi absolut (%)
<b>Kemurnian TEG = 99,5%</b>			
26,9	-26,41	-25,9	1,86
32,4	-22,46	-22,0	1,91
38,0	-18,46	-18,2	1,71
43,5	-14,51	-14,3	1,75
<b>Kemurnian TEG = 99,99%</b>			
26,9	-66,54	-63,7	4,45
32,4	-63,55	-60,9	4,30
38,0	-60,37	-58,2	3,82
43,5	-57,46	-55,4	3,77

**Perhitungan deviasi absolut perhitungan *water removal ratio* hasil simulasi (run 1) terhadap nilai literatur**

Laju sirkulasi TEG (gal TEG/lb H <sub>2</sub> O)	Hasil simulasi (-)	Nilai di literatur (-)	Deviasi absolut (%)
2,86	0,9938	0,9949	-0,11
3,81	0,9970	0,9976	-0,06
4,76	0,9983	0,9984	-0,01
5,71	0,9989	0,9991	-0,03

**Perhitungan deviasi absolut perhitungan *water removal ratio* hasil simulasi (run 2) terhadap nilai literatur**

Laju sirkulasi TEG (gal TEG/lb H <sub>2</sub> O)	Hasil simulasi (-)	Nilai di literatur (-)	Deviasi absolut (%)
2,36	0,9917	0,9915	0,02
3,55	0,9968	0,9971	-0,03
4,73	0,9983	0,9984	-0,01
5,91	0,9989	0,9993	-0,04

## Lampiran B

Tabel B. 1 Parameter operasional *absorption dehydration (conventional)*

<i>Input Data</i>	<i>Unit</i>	<i>Min.</i>	<i>Max.</i>
Gas flow rate	10 <sup>6</sup> Sm <sup>3</sup> /jam	1,42	4,20
Absorber pressure	kPa	4500	6000
Absorber temperature	°C	30,0	40,0
Lean TEG pressure	kPa	4600	6100
Lean TEG temperature	°C	35,0	45,0
Lean TEG purity	%-berat	98,6	98,6
Lean TEG flow rate	m <sup>3</sup> /jam	2,0	6,0

<i>Energy consumption</i>	<i>Unit</i>	<i>Value</i>
Reboiler	GJ/jam	0,690
Lean TEG Cooler	GJ/jam	0,163
Rich Glycol Heater	GJ/jam	0,286
Regen Overhead Cooler	GJ/jam	0,229
Recycled Gas Comp Cooler	GJ/jam	0,000
Stripping Gas Heater	GJ/jam	0,000
TEG Circulation Pump	GJ/jam	0,044
Recycled Gas Compressor	GJ/jam	0,000

<i>TEG losses</i>	<i>Unit</i>	<i>Value</i>
From TEG Absorber	kg/jam	0,151
From Flash Drum	kg/jam	0,026
From Overhead Regenerator	kg/jam	0,099



Recycled Gas Discharge Scrubber	kg/jam	0,000
---------------------------------	--------	-------

Tabel B. 2 Parameter operasional *molecular sieve dehydration*

<i>Input Data</i>	<i>Unit</i>	<i>Min.</i>	<i>Max.</i>
Gas flow rate	10 <sup>6</sup> Sm <sup>3</sup> /hari	1,42	4,20
Pressure	kPa	4300	5700
Temperature (Absorption mode)	°C	30,0	40,0
Temperature (Regeneration mode)	°C	280,0	290,0
Regeneration gas flow rate	10 <sup>6</sup> Sm <sup>3</sup> /hari	0,142	
Regeneration gas temperature	°C	300,0	

<i>Energy consumption</i>	<i>Unit</i>	<i>Value</i>
Regeneration Gas Heater	GJ/jam	3,550
Regeneration Gas Cooler	GJ/jam	3,280
Regeneration Gas Compressor	GJ/jam	0,121

Tabel B. 3 Parameter operasional *absorption dehydration (enhanced regeneration)*

<i>Input Data</i>	<i>Unit</i>	<i>Min.</i>	<i>Max.</i>
Gas flow rate	10 <sup>6</sup> Sm <sup>3</sup> /hari	1,42	4,2
Absorber pressure	kPa	4500	6000
Absorber temperature	°C	30,0	40,0
Lean TEG pressure	kPa	4600	6100
Lean TEG temperature	°C	35,0	45,0
Lean TEG purity	%-berat	99,99	99,995

Lean TEG flow rate	m <sup>3</sup> /jam	2,0	6,0
<hr/>			
<i>Energy consumption</i>	<i>Unit</i>	<i>Value</i>	
Reboiler	GJ/jam	0,645	
Lean TEG Cooler	GJ/jam	0,165	
Rich Glycol Heater	GJ/jam	0,142	
Regen Overhead Cooler	GJ/jam	0,200	
Recycled Gas Comp Cooler	GJ/jam	0,278	
Stripping Gas Heater	GJ/jam	0,111	
TEG Circulation Pump	GJ/jam	0,044	
Recycled Gas Compressor	GJ/jam	0,074	
<hr/>			

## Lampiran C

Tabel C. 1 Hasil *equipment sizing*: Base case (TEG & Mole sieve dehydration)

<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Diameter (m)</i>	<i>Length (m)</i>
TEG Contactor	Column	1,6	5,85
TEG Regenerator	Column	0,4	1,00
Flash Drum	Separator	0,9	3,60
Regen Overhead Drum	Separator	0,6	2,10
<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Area (m<sup>2</sup>)</i>	
Heat Exchanger-1	Heat Exchanger	22,6	
Heat Exchanger-2	Heat Exchanger	22,6	
Regen Overhead Cooler	Heat Exchanger	0,6	
Reboiler	Heat Exchanger	22,6	
Rich Glycol Heater	Heat Exchanger	5,0	
<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Diameter (m)</i>	<i>Length (m)</i>
Mole Sieve Tower 1	Column	1,92	5,5
Mole Sieve Tower 2	Column	1,92	5,5
Mole Sieve Tower 3	Column	1,92	5,5
Water separator	Separator	0,60	2,0
<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Area (m<sup>2</sup>)</i>	<i>Duty (kW)</i>
Regen Gas Cooler	Heat Exchanger	50	
Regen Gas Heater	Heat Exchanger	50	
<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Duty (hp)</i>	
Regen Gas Compressor	Compressor	45	

Tabel C. 2 Hasil *equipment sizing*: Evaluated case (Recycled Stripping Gas with natural gas)

<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Diameter (m)</i>	<i>Length (m)</i>
TEG Contactor	Column	1,6	5,85
TEG Regenerator	Column	0,5	1,00
TEG Stahl Column	Column	0,5	1,00
Recycle Gas Absorber	Column	0,3	1,00
<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Area (m<sup>2</sup>)</i>	
Heat Exchanger-1	Heat Exchanger	22,6	
Heat Exchanger-2	Heat Exchanger	22,6	
Reboiler	Heat Exchanger	22,6	
Lean TEG Cooler	Heat Exchanger	5,0	
Rich Glycol Heater	Heat Exchanger	5,0	
Regen Overhead Cooler	Heat Exchanger	0,6	
Recycled Gas Comp Cooler	Heat Exchanger	0,6	
Stripping Gas Heater	Heat Exchanger	5,0	
<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Diameter (m)</i>	<i>Length (m)</i>

<i>Flash Drum</i>	<i>Separator</i>	0,9	3,6
<i>Overhead Drum</i>	<i>Separator</i>	0,5	0,8
<i>Recycle Comp Suction Scrubber</i>	<i>Separator</i>	0,6	2,1
<i>Recycle Comp Disch Scrubber</i>	<i>Separator</i>	0,6	2,1
<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Duty (hp)</i>	
<i>Recycle Compressor</i>	<i>Compressor</i>	27,5	

Tabel C. 3 Estimasi *capital cost* untuk *main equipment: base case* (TEG dehydration)

<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Capital Cost (\$)</i>
<i>TEG Contactor</i>	<i>Column</i>	120 046
<i>TEG Regenerator</i>	<i>Column</i>	8 426
<i>Flash Drum</i>	<i>Separator</i>	44 043
<i>Overhead Drum</i>	<i>Separator</i>	18 554
<i>Heat Exchanger-1</i>	<i>Heat Exchanger</i>	55 368
<i>Heat Exchanger-2</i>	<i>Heat Exchanger</i>	55 368
<i>Overhead Cooler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	5 235
<i>Reboiler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	55 368
<i>TEG Cooler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	20 769
<i>Rich Glycol Heater</i>	<i>Heat Exchanger</i>	20 769
<b>Total</b>		<b>403 944</b>

Tabel C. 4 Estimasi *capital cost* untuk *main equipment: base case* (mole sieve dehydration)

<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Capital Cost (\$)</i>
<i>Mole Sieve Tower 1</i>	<i>Column</i>	138 761
<i>Mole Sieve Tower 2</i>	<i>Column</i>	138 761
<i>Mole Sieve Tower 3</i>	<i>Column</i>	138 761
<i>Regen Gas Cooler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	92 772
<i>Regen Gas Heater</i>	<i>Heat Exchanger</i>	142 265
<i>Water separator</i>	<i>Separator</i>	17 842
<i>Regen Gas Compressor</i>	<i>Compressor</i>	168 491
<b>Total</b>		<b>841 654</b>

Tabel C. 5 Estimasi *operating cost* untuk *main equipment: base case* (TEG dehydration)

	<i>Running hours (jam)</i>	<i>Consumption (GJ/ jam)</i>	<i>Energy Unit Cost (\$/GJ)</i>	<i>Utility Cost (\$)</i>
<i>Heater duty</i>	8 640	0,975	9,8	82 606
<i>Cooler duty</i>	8 640	0,392	2,5	8 465
<i>Electrical duty</i>	8 640	0,044	16,8	6 436
	<i>Running hours (jam)</i>	<i>Consumption (kg/ jam)</i>	<i>Chemical Unit Cost (\$/kg)</i>	<i>Chemical Cost (\$)</i>
TEG <i>make-up</i>	8 640	0,2755	2,71	6 541

Tabel C. 6 Estimasi *operating cost* untuk *main equipment: base case* (mole sieve dehydration)

	<i>Running hours (jam)</i>	<i>Consumption (GJ/ jam)</i>	<i>Energy Unit Cost (\$/GJ)</i>	<i>Utility Cost (\$)</i>
<i>Heater duty</i>	4380	3,55	9,8	152 380
<i>Cooler duty</i>	4380	3,28	2,5	35 916
<i>Electrical duty</i>	8760	0,121	16,8	17 792

Tabel C. 7 Estimasi *capital cost* untuk *main equipment: Evaluated case 1* (Recycled Stripping Gas with natural gas)

<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Capital Cost (\$)</i>
<i>TEG Contactor</i>	<i>Column</i>	120 046
<i>TEG Regenerator</i>	<i>Column</i>	8 426
<i>TEG Stahl Column</i>	<i>Column</i>	8 426
<i>Recycle Gas Absorber</i>	<i>Column</i>	4 888
<i>Heat Exchanger-1</i>	<i>Heat Exchanger</i>	53 368
<i>Heat Exchanger-2</i>	<i>Heat Exchanger</i>	53 368
<i>Reboiler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	55 368
<i>Lean TEG Cooler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	20 769
<i>Rich Glycol Heater</i>	<i>Heat Exchanger</i>	20 769
<i>Regen Overhead Cooler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	5 235
<i>Recycled Gas Comp Cooler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	5 235
<i>Stripping Gas Heater</i>	<i>Heat Exchanger</i>	20 769
<i>Flash Drum</i>	<i>Separator</i>	44 043
<i>Recycle Comp Suction Scrubber</i>	<i>Separator</i>	18 554
<i>Recycle Comp Discharge Scrubber</i>	<i>Separator</i>	18 554
<i>Recycle Compressor</i>	<i>Compressor</i>	112 511
<b>Total</b>		<b>574 326</b>

Tabel C. 8 Estimasi *operating cost* untuk *main equipment: Evaluated case 1*  
(*Recycled Stripping Gas with natural gas*)

	<i>Running hours (jam)</i>	<i>Consumption (GJ/ jam)</i>	<i>Energy Unit Cost (\$/GJ)</i>	<i>Utility Cost (\$)</i>
Heater duty	8 640	0,8980	9.8	76 035
Cooler duty	8 640	0,6425	2.5	13 878
Electrical duty	8 640	0,1179	16.8	17 118
	<i>Running hours (jam)</i>	<i>Consumption (kg/ jam)</i>	<i>Chemical Unit Cost (\$/kg)</i>	<i>Chemical Cost (\$)</i>
TEG <i>make-up</i>	8 640	0,2017	2,71	4 723
	<i>Running hours (jam)</i>	<i>Stripping Gas consumption (Sm<sup>3</sup>/jam)</i>	<i>Stripping Gas Unit Cost (\$/GJ)</i>	<i>Stripping Gas Cost (\$)</i>
<i>Stripping Gas<sup>a</sup></i>	8 640	131,8	3,11	145 475

<sup>a</sup> *Gas heating value: 40,96 MJ/Sm<sup>3</sup>*

Tabel C. 9 Estimasi *capital cost* untuk *main equipment: Evaluated case 2*  
(*Recycled Stripping Gas with natural gas + Flash Gas*)

<i>Equipment Name</i>	<i>Type</i>	<i>Capital Cost (\$)</i>
<i>TEG Contactor</i>	<i>Column</i>	120 046
<i>TEG Regenerator</i>	<i>Column</i>	8 426
<i>TEG Stahl Column</i>	<i>Column</i>	8 426
<i>Recycle Gas Absorber</i>	<i>Column</i>	4 888
<i>Heat Exchanger-1</i>	<i>Heat Exchanger</i>	53 368
<i>Heat Exchanger-2</i>	<i>Heat Exchanger</i>	53 368
<i>Reboiler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	55 368
<i>Lean TEG Cooler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	20 769
<i>Rich Glycol Heater</i>	<i>Heat Exchanger</i>	20 769
<i>Regen Overhead Cooler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	5 235
<i>Recycled Gas Comp Cooler</i>	<i>Heat Exchanger</i>	5 235
<i>Stripping Gas Heater</i>	<i>Heat Exchanger</i>	20 769
<i>Flash Drum</i>	<i>Separator</i>	44 043
<i>Recycle Comp Suction Scrubber</i>	<i>Separator</i>	18 554
<i>Recycle Comp Discharge Scrubber</i>	<i>Separator</i>	18 554
<i>Recycle Compressor</i>	<i>Compressor</i>	111 168
<b>Total</b>		<b>572 982</b>

Tabel C. 10 Estimasi *operating cost* untuk *main equipment*: *Evaluated case 1*  
(*Recycled Stripping Gas with natural gas + Flash Gas*)

	<i>Running hours (jam)</i>	<i>Consumption (GJ/ jam)</i>	<i>Energy Unit Cost (\$/GJ)</i>	<i>Utility Cost (\$)</i>
Heater duty	8 640	0,9095	9.8	77 009
Cooler duty	8 640	0,6752	2.5	14 584
Electrical duty	8 640	0,1168	16.8	16 958
	<i>Running hours (jam)</i>	<i>Consumption (kg/ jam)</i>	<i>Chemical Unit Cost (\$/kg)</i>	<i>Chemical Cost (\$)</i>
TEG <i>make-up</i>	8 640	0,1842	2,71	4 313
	<i>Running hours (jam)</i>	<i>Stripping Gas consumption (Sm<sup>3</sup>/jam)</i>	<i>Stripping Gas Unit Cost (\$/GJ)</i>	<i>Stripping Gas Cost (\$)</i>
<i>Stripping Gas<sup>a</sup></i>	8 640	80,8	3,11	103 910

<sup>a</sup> *Gas heating value*: 40,96 MJ/Sm<sup>3</sup>

## Lampiran D

### Konversi kandungan water moisture dengan berbagai satuan

Ada beberapa cara menyatakan jumlah kandungan uap di dalam gas alam, yaitu dinyatakan dalam fraksi mol, ppm volume, massa per satuan volume gas (lb/MMSCF dalam satuan FPS atau mg/Sm<sup>3</sup> dalam satuan SI).

Dalam satuan FPS, volume standar gas sering dinyatakan dalam satuan scf, yaitu standard cubic feet gas diukur pada suhu 60°F dan tekanan 14,7 psia

Dalam satuan SI, volume standar sering dinyatakan dalam satuan Sm<sup>3</sup>, yaitu standard cubic meter gas diukur pada suhu 15°C dan tekanan 1 atm

- Konversi dari fraksi mol menjadi ppm volume:

$$1 \text{ fraksi mol} = 10^6 \text{ ppmv}$$

- Konversi dari fraksi mol menjadi lb/MMscf

$$\text{Fraksi mol} = \left( \frac{\text{mol } H_2O}{\text{mol gas}} \right) \cdot \left( 18 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \right) \cdot \left( \frac{1 \text{ lbmol}}{379,5 \text{ scf}} \right) \cdot \left( \frac{10^6 \text{ scf}}{1 \text{ MMscf}} \right)$$

- Konversi dari ppmv menjadi lb/MMSCF

$$1 \text{ ppm} = \left( \frac{\text{mol } H_2O}{\text{mol gas}} \right) \cdot \left( 18 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \right) \cdot \left( \frac{1 \text{ lbmol}}{379,5 \text{ scf}} \right) \cdot \left( \frac{10^6 \text{ scf}}{1 \text{ MMscf}} \right) \cdot \frac{1}{10^6} = 0,047$$

lb/MMscf

Atau,

$$21,083 \text{ ppm} = 1 \text{ lb/MMscf}$$

- Konversi dari fraksi mol menjadi mg/Sm<sup>3</sup>

$$\text{Fraksi mol} = \left( \frac{\text{mol } H_2O}{\text{mol gas}} \right) \cdot \left( 18 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \right) \cdot \left( \frac{1 \text{ mol}}{22,4 \text{ liter}} \right) \cdot \left( \frac{1000 \text{ liter}}{1 \text{ m}^3} \right) \cdot \left( \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} \right)$$



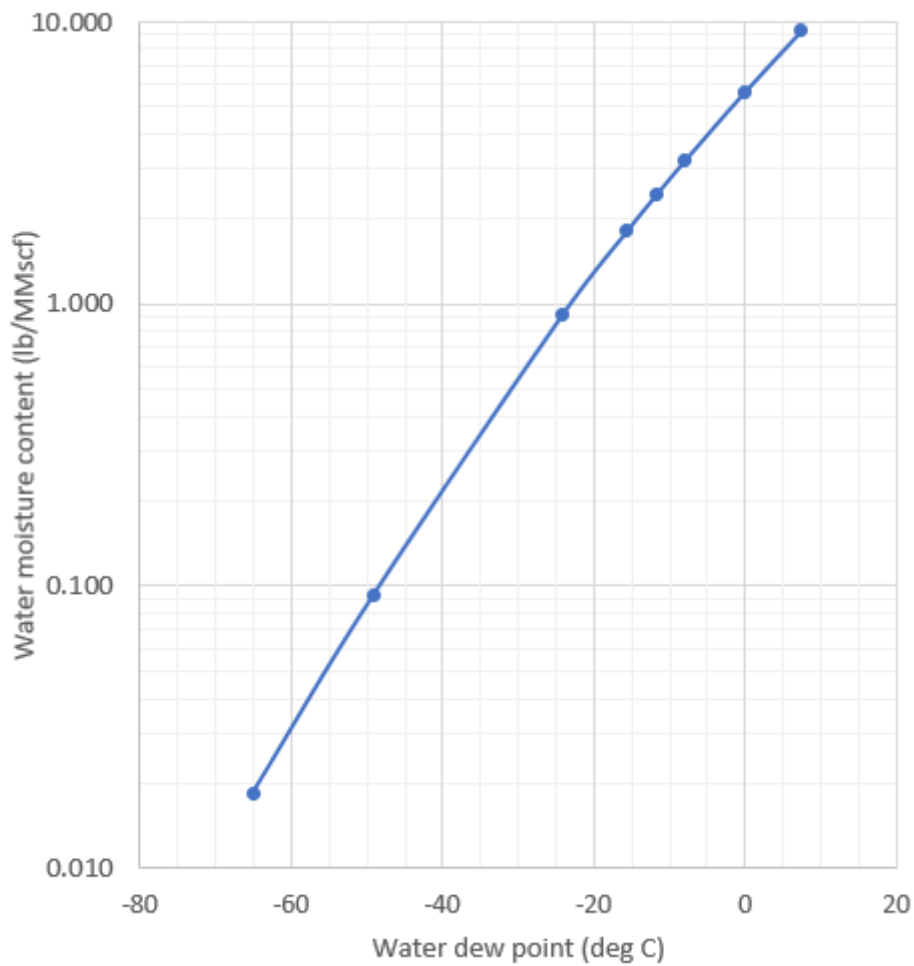
- Konversi dari ppmv menjadi mg/Sm<sup>3</sup>

1 ppm

$$= \left( \frac{\text{mol } H_2O}{\text{mol } gas} \right) \cdot \left( 18 \frac{g}{\text{mol}} \right) \cdot \left( \frac{1 \text{ mol}}{22,4 \text{ liter}} \right) \cdot \left( \frac{1000 \text{ liter}}{1 \text{ m}^3} \right) \cdot \left( \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} \right) \cdot \frac{1}{10^6} = 0,804$$

mg/Sm<sup>3</sup>


$$21,083 \text{ ppm} = 16,9 \text{ mg/Sm}^3 = 1 \text{ lb/MMscf}$$



## **Lampiran E**

### **E-1 Neraca panas dan neraca massa (Base case: TEG dehydration)**

Referensi flow diagram yang digunakan adalah Gambar 3.10

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_ConvenTypeA-1_HEN.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:27:16 2020
4		
5		

## Workbook: TEG Contactor (COL1)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	2 @COL1	3 @COL1	4 @COL1	37 @COL1			
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000			
Temperature (C)	45.00	41.14	41.21	40.00			
Pressure (kPa)	6200	6000	6100	6100			
Molar Flow (MMSCFD)	0.8375	148.5	1.076	148.7			
Mass Flow (kg/h)	5639	1.501e+005	5886	1.503e+005			
Liquid Volume Flow (m3/h)	5.007	427.3	5.330	427.7			
Heat Flow (kJ/h)	-3.114e+007	-6.383e+008	-3.441e+007	-6.415e+008			

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	2 @COL1	3 @COL1	4 @COL1	37 @COL1			
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0267	0.0064	0.0267			
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0183	0.0001	0.0183			
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8337	0.0193	0.8325			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0531	0.0034	0.0530			
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0367	0.0038	0.0366			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0100	0.0014	0.0100			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0116	0.0022	0.0116			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0042	0.0008	0.0042			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0028	0.0007	0.0028			
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0017	0.0007	0.0017			
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0007	0.0004	0.0007			
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0002	0.0002	0.0002			
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0001	0.0002	0.0001			
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			
Comp Mole Frac (H2O)	0.1135	0.0001	0.2707	0.0014			
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.8865	0.0000	0.6897	0.0000			

## Energy Streams


Energy Streams						Fluid Pkg:	All
Name							
Heat Flow (kJ/h)							

## Workbook: T-100 (COL3)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	26 @COL3	To Reboiler @COL3	Boilup @COL3	25 @COL3	56 @COL3		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000		
Temperature (C)	101.1	168.7	196.0	196.0	95.02		
Pressure (kPa)	103.0	105.0	105.0	105.0	200.0		
Molar Flow (MMSCFD)	0.2392	0.9086	7.114e-002	0.8374	3.492e-002		
Mass Flow (kg/h)	229.5	5728	90.17	5638	31.37		
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.2464	5.093	8.715e-002	5.006	3.142e-002		
Heat Flow (kJ/h)	-2.828e+006	-3.040e+007	-9.228e+005	-2.883e+007	-4.878e+005		

Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	11 @COL3						
Vapour Fraction	0.1308						
Temperature (C)	170.0						
Pressure (kPa)	114.0						
Molar Flow (MMSCFD)	1.042						
Mass Flow (kg/h)	5836						
Liquid Volume Flow (m3/h)	5.221						
Heat Flow (kJ/h)	-3.181e+007						

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_ConvenTypeA-1_HEN.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:27:16 2020
4		
5		

## Workbook: T-100 (COL3) (continued)

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	26 @COL3	To Reboiler @COL3	Boilup @COL3	25 @COL3	56 @COL3		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0097	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0075	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0030	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0049	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0023	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0042	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0016	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0017	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0020	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0015	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0007	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0006	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.9602	0.1784	0.9428	0.1135	0.9999	0.9999
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0001	0.8215	0.0556	0.8865	0.0001	0.0001
28	Name	11 @COL3					
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0022					
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000					
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0017					
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0007					
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0011					
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0005					
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0010					
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0004					
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0004					
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0005					
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0003					
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002					
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001					
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000					
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.2781					
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.7127					

### Energy Streams

Fluid Pkg: All


Name	Q-101 @COL3				
Heat Flow (kJ/h)	6.481e+005				

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Fluid Pkg: All

Name	1	2	3	4	5
Vapour Fraction	0.9992	0.0000	1.0000	0.0000	0.0859
Temperature (C)	40.00 *	45.00 *	41.14	41.21	161.1
Pressure (kPa)	6100 *	6200 *	6000	6100	124.0
Molar Flow (MMSCFD)	148.8 *	0.8375	148.5	1.076	1.042
Mass Flow (kg/h)	1.504e+005	5639	1.501e+005	5886	5836
Liquid Volume Flow (m3/h)	427.8	5.007	427.3	5.330	5.221
Heat Flow (kJ/h)	-6.431e+008	-3.114e+007	-6.383e+008	-3.441e+007	-3.208e+007


1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_ConvenTypeA-1_HEN.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:27:16 2020
4		
5		

## Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)						Fluid Pkg:	All
6	7	8	9	21			
12	Vapour Fraction	0.0275	0.0323	0.0000	0.0058	1.0000	
13	Temperature (C)	42.82	105.0	105.0	104.9	105.0	
14	Pressure (kPa)	687.0 *	657.0	657.0	200.0 *	657.0	
15	Molar Flow (MMSCFD)	1.076	1.076	1.042	1.042	3.474e-002	
16	Mass Flow (kg/h)	5886	5886	5836	5836	49.51	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.330	5.330	5.221	5.221	0.1092	
18	Heat Flow (kJ/h)	-3.441e+007	-3.345e+007	-3.322e+007	-3.322e+007	-2.256e+005	
19	Name	10	14	15	16	17	
20	Vapour Fraction	0.0548	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
21	Temperature (C)	165.5	196.0 *	127.4	62.37	62.37	
22	Pressure (kPa)	170.0	105.0 *	75.00	45.00	45.00	
23	Molar Flow (MMSCFD)	1.042	0.8375	0.8375	0.8375	0.0000	
24	Mass Flow (kg/h)	5836	5638	5638	5638	0.0000	
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.221	5.006 *	5.006	5.006	0.0000	
26	Heat Flow (kJ/h)	-3.208e+007	-2.883e+007	-2.997e+007	-3.093e+007	-0.0000	
27	Name	18	19	20	22	23	
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	Temperature (C)	62.37	63.49	62.37	35.00 *	62.37 *	
30	Pressure (kPa)	45.00	6210	45.00	45.00	45.00 *	
31	Molar Flow (MMSCFD)	0.8375	0.8375	0.8375	7.335e-005	0.8375	
32	Mass Flow (kg/h)	5639	5639	5639	0.5446	5639	
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.007	5.007	5.007	4.827e-004	5.007 *	
34	Heat Flow (kJ/h)	-3.093e+007	-3.089e+007	-3.093e+007	-2937	-3.093e+007	
35	Name	24	25	26	27	28	
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.2756	1.0000	
37	Temperature (C)	127.4 *	196.0	101.1	95.00 *	95.00	
38	Pressure (kPa)	75.00 *	105.0	103.0	98.00	98.00	
39	Molar Flow (MMSCFD)	0.8375	0.8374	0.2392	0.2392	6.591e-002	
40	Mass Flow (kg/h)	5638	5638	229.5	229.5	73.87	
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.006 *	5.006	0.2464	0.2464	9.049e-002	
42	Heat Flow (kJ/h)	-2.997e+007	-2.883e+007	-2.828e+006	-3.180e+006	-7.594e+005	
43	Name	29	37	38	42	43	
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
45	Temperature (C)	95.00	40.00	40.00	40.00 *	40.00 *	
46	Pressure (kPa)	98.00	6100	6100	6000 *	6000 *	
47	Molar Flow (MMSCFD)	0.1733	148.7	0.1143	4.923e-005	148.5	
48	Mass Flow (kg/h)	155.6	1.503e+005	102.6	0.3682	1.501e+005	
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.1559	427.7	0.1031	3.263e-004	427.3	
50	Heat Flow (kJ/h)	-2.420e+006	-6.415e+008	-1.617e+006	-1976	-6.387e+008	
51	Name	11	50	51	54	55	
52	Vapour Fraction	0.1308	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	Temperature (C)	170.0 *	95.00	95.00	95.02	45.00	
54	Pressure (kPa)	114.0 *	98.00	98.00	200.0 *	6200	
55	Molar Flow (MMSCFD)	1.042	0.1386	3.465e-002	3.465e-002	0.8375	
56	Mass Flow (kg/h)	5836	124.5	31.13	31.13	5639	
57	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.221	0.1247	3.118e-002	3.118e-002	5.007	
58	Heat Flow (kJ/h)	-3.181e+007	-1.936e+006	-4.841e+005	-4.841e+005	-3.114e+007	
59	Name	56					
60	Vapour Fraction	0.0000					
61	Temperature (C)	95.02 *					
62	Pressure (kPa)	200.0 *					
63	Molar Flow (MMSCFD)	3.492e-002					
64	Mass Flow (kg/h)	31.37					
65	Liquid Volume Flow (m3/h)	3.142e-002 *					
66	Heat Flow (kJ/h)	-4.878e+005					

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	1	2	3	4	5		
Comp Mole Frac (CO2)	0.0267 *	0.0000	0.0267	0.0064	0.0022		
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0183 *	0.0000	0.0183	0.0001	0.0000		
Comp Mole Frac (Methane)	0.8319 *	0.0000	0.8337	0.0193	0.0017		
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0530 *	0.0000	0.0531	0.0034	0.0007		
Comp Mole Frac (Propane)	0.0366 *	0.0000	0.0367	0.0038	0.0011		
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0100 *	0.0000	0.0100	0.0014	0.0005		
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0116 *	0.0000	0.0116	0.0022	0.0010		
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0042 *	0.0000	0.0042	0.0008	0.0004		
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0028 *	0.0000	0.0028	0.0007	0.0004		
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0017 *	0.0000	0.0017	0.0007	0.0005		
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0007 *	0.0000	0.0007	0.0004	0.0003		
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002 *	0.0000	0.0002	0.0002	0.0002		
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001 *	0.0000	0.0001	0.0002	0.0001		
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Comp Mole Frac (H2O)	0.0022 *	0.1135	0.0001	0.2707	0.2781		
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.8865	0.0000	0.6897	0.7127		
Name	6	7	8	9	21		
Comp Mole Frac (CO2)	0.0064	0.0064	0.0022	0.0022	0.1311		
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0036		
Comp Mole Frac (Methane)	0.0193	0.0193	0.0017	0.0017	0.5453		
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0034	0.0034	0.0007	0.0007	0.0850		
Comp Mole Frac (Propane)	0.0038	0.0038	0.0011	0.0011	0.0844		
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0014	0.0014	0.0005	0.0005	0.0275		
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0022	0.0022	0.0010	0.0010	0.0395		
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0008	0.0008	0.0004	0.0004	0.0131		
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0007	0.0007	0.0004	0.0004	0.0109		
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0007	0.0007	0.0005	0.0005	0.0078		
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0004	0.0004	0.0003	0.0003	0.0036		
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002	0.0011		
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0002	0.0002	0.0001	0.0001	0.0006		
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Comp Mole Frac (H2O)	0.2707	0.2707	0.2781	0.2781	0.0463		
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.6897	0.6897	0.7127	0.7127	0.0001		
Name	10	14	15	16	17		
Comp Mole Frac (CO2)	0.0022	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0053		
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000		
Comp Mole Frac (Methane)	0.0017	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0038		
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0007	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0019		
Comp Mole Frac (Propane)	0.0011	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0034		
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0005	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0018		
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0010	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0035		
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0004	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0013		
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0004	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0015		
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0005	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0021		
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0003	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0016		
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0008		
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0007		
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000		
Comp Mole Frac (H2O)	0.2781	0.1135 *	0.1135	0.1135	0.9709		
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.7127	0.8865 *	0.8865	0.8865	0.0014		

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_ConvenTypeA-1_HEN.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:27:16 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)						Fluid Pkg:	All
Name	18	19	20	22	23		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		0.0000 *
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.1135	0.1135	0.1135	0.0083 *		0.1135 *
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.8865	0.8865	0.8865	0.9917 *		0.8865 *
Name	24	25	26	27	28		
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0097	0.0097		0.0351
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000		0.0001
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.0075	0.0075		0.0271
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	0.0030	0.0030		0.0108
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	0.0049	0.0049		0.0178
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0023	0.0023		0.0084
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0042	0.0042		0.0153
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0016	0.0016		0.0058
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0017	0.0017		0.0063
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0020	0.0020		0.0074
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0015	0.0015		0.0053
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0007	0.0007		0.0026
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0006	0.0006		0.0022
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000		0.0000
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.1135 *	0.1135	0.9602	0.9602		0.8559
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.8865 *	0.8865	0.0001	0.0001		0.0000
Name	29	37	38	42	43		
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0267	0.0003	0.0000		0.0267
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0183	0.0000	0.0000		0.0183
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.8325	0.0011	0.0000		0.8337
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0530	0.0000	0.0000		0.0531
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0366	0.0000	0.0000		0.0367
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0100	0.0000	0.0000		0.0100
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0116	0.0000	0.0000		0.0116
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000		0.0042
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0028	0.0000	0.0000		0.0028
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0017	0.0000	0.0000		0.0017
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000		0.0007
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000		0.0002
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000		0.0001
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		0.0000
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.9998	0.0014	0.9985	0.0000		0.0001
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0001	0.0000	0.0000	1.0000		0.0000

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
Name	11	50	51	54	55			
Comp Mole Frac (CO2)	0.0022	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (Methane)	0.0017	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0010	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (H2O)	0.2781	0.9998	0.9998	0.9998	0.9998	0.9998	0.1135	
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.7127	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.8865	
Name	56							
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *							
Comp Mole Frac (H2O)	0.9999 *							
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0001 *							

Energy Streams							Fluid Pkg:	All
Name	Q-105	Q-101	Q-102	Q-103	Q-104			
Heat Flow (kJ/h)	4.452e+004	6.481e+005	-4.250e+005	2.543e+005	2.670e+005			
Name	Q-106	Q-110						
Heat Flow (kJ/h)	3.513e+005	4.441						

51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68


Licensed to: Company Name Not Available

\* Specified by user.



## **E-2 Neraca panas dan neraca massa (Evaluated case 1: recycled stripping gas)**

Referensi flow diagram yang digunakan adalah Gambar 3.11

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeB-1_HEN.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:24:46 2020
4		
5		

## Workbook: TEG Contactor (COL1)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	2 @COL1	3 @COL1	4 @COL1	37 @COL1			
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000			
Temperature (C)	45.00	30.89	30.82	30.00			
Pressure (kPa)	6200	6000	6100	6100			
Molar Flow (MMSCFD)	0.6772	148.4	0.8429	148.6			
Mass Flow (kg/h)	5061	1.501e+005	5247	1.502e+005			
Liquid Volume Flow (m3/h)	4.486	427.3	4.746	427.6			
Heat Flow (kJ/h)	-2.709e+007	-6.419e+008	-2.943e+007	-6.442e+008			

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	2 @COL1	3 @COL1	4 @COL1	37 @COL1			
Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0267	0.0083	0.0267			
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0183	0.0001	0.0183			
Comp Mole Frac (Methane)	0.0002	0.8338	0.0216	0.8330			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0531	0.0043	0.0531			
Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0367	0.0051	0.0367			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0100	0.0020	0.0100			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0116	0.0032	0.0116			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0042	0.0012	0.0042			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0028	0.0011	0.0028			
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0017	0.0011	0.0017			
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0007	0.0008	0.0007			
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0002	0.0004	0.0002			
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0001	0.0003	0.0001			
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			
Comp Mole Frac (H2O)	0.0005	0.0000	0.1480	0.0008			
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9989	0.0000	0.8024	0.0000			

## Workbook: T-100 (COL3)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	26 @COL3	To Reboiler @COL3	Boilup @COL3	25 @COL3	11 @COL3		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0360		
Temperature (C)	160.3	163.5	200.0	200.0	170.0		
Pressure (kPa)	103.0	105.0	105.0	105.0	114.0		
Molar Flow (MMSCFD)	0.5708	0.8073	1.552e-004	0.8071	0.9199		
Mass Flow (kg/h)	665.0	5861	0.2443	5861	5843		
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.429	5.198	4.305e-004	5.198	5.217		
Heat Flow (kJ/h)	-3.829e+006	-2.983e+007	-1300	-2.919e+007	-3.072e+007		

Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	40 @COL3						
Vapour Fraction	1.0000						
Temperature (C)	196.5						
Pressure (kPa)	105.0						
Molar Flow (MMSCFD)	0.4580						
Mass Flow (kg/h)	682.6						
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.410						
Heat Flow (kJ/h)	-2.937e+006						

**Workbook: T-100 (COL3) (continued)**

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	26 @COL3	To Reboiler @COL3	Boilup @COL3	25 @COL3	11 @COL3		
Comp Mole Frac (CO2)	0.0321	0.0001	0.0357	0.0001	0.0028		
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0122	0.0000	0.0076	0.0000	0.0000		
Comp Mole Frac (Methane)	0.5630	0.0004	0.4961	0.0003	0.0018		
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0395	0.0001	0.0424	0.0001	0.0008		
Comp Mole Frac (Propane)	0.0319	0.0001	0.0363	0.0001	0.0015		
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0105	0.0000	0.0122	0.0000	0.0008		
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0147	0.0001	0.0169	0.0001	0.0014		
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0057	0.0000	0.0067	0.0000	0.0006		
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0049	0.0000	0.0057	0.0000	0.0006		
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0049	0.0000	0.0057	0.0000	0.0008		
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0033	0.0000	0.0039	0.0000	0.0006		
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0015	0.0000	0.0019	0.0000	0.0003		
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0013	0.0000	0.0015	0.0000	0.0003		
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Comp Mole Frac (H2O)	0.2612	0.0325	0.2576	0.0325	0.1625		
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0132	0.9666	0.0697	0.9668	0.8254		
Name	40 @COL3						
Comp Mole Frac (CO2)	0.0346						
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0152						
Comp Mole Frac (Methane)	0.6988						
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0477						
Comp Mole Frac (Propane)	0.0369						
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0116						
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0156						
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0060						
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0049						
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0046						
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0029						
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0013						
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0010						
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000						
Comp Mole Frac (H2O)	0.0565						
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0622						

**Workbook: T-103 (COL6)**

Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	39 @COL6	40 @COL6	41 @COL6	52 @COL6			
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000			
Temperature (C)	200.0	196.5	188.8	163.9			
Pressure (kPa)	105.0	105.0	108.0	150.0			
Molar Flow (MMSCFD)	0.8071	0.4580	0.7529	0.4038			
Mass Flow (kg/h)	5861	682.6	5625	446.6			
Liquid Volume Flow (m3/h)	5.198	1.410	4.986	1.198			
Heat Flow (kJ/h)	-2.919e+007	-2.937e+006	-2.796e+007	-1.713e+006			

**Workbook: T-103 (COL6) (continued)**

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	39 @COL6	40 @COL6	41 @COL6	52 @COL6			
Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0346	0.0001	0.0393			
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0152	0.0000	0.0173			
Comp Mole Frac (Methane)	0.0003	0.6988	0.0005	0.7929			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0477	0.0001	0.0541			
Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0369	0.0001	0.0419			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0116	0.0000	0.0132			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0156	0.0001	0.0177			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0060	0.0000	0.0068			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0049	0.0000	0.0056			
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0046	0.0000	0.0052			
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0029	0.0000	0.0033			
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0013	0.0000	0.0015			
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0010	0.0000	0.0012			
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			
Comp Mole Frac (H2O)	0.0325	0.0565	0.0005	0.0000			
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9667	0.0622	0.9985	0.0000			

**Workbook: T-104 (COL7)**


Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	30 @COL7	47 @COL7	31 @COL7	44 @COL7			
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000			
Temperature (C)	45.00	40.00	49.16	61.71			
Pressure (kPa)	6200	240.0	230.0	240.0			
Molar Flow (MMSCFD)	7.548e-002	0.2992	0.2896	8.513e-002			
Mass Flow (kg/h)	564.1	340.7	331.1	573.7			
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.5000	0.8797	0.8693	0.5104			
Heat Flow (kJ/h)	-3.020e+006	-1.464e+006	-1.343e+006	-3.141e+006			

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	30 @COL7	47 @COL7	31 @COL7	44 @COL7			
Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0429	0.0442	0.0005			
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0163	0.0169	0.0000			
Comp Mole Frac (Methane)	0.0002	0.7519	0.7768	0.0009			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0528	0.0545	0.0002			
Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0426	0.0440	0.0004			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0140	0.0144	0.0002			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0196	0.0202	0.0004			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0076	0.0078	0.0002			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0065	0.0067	0.0002			
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0065	0.0066	0.0004			
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0044	0.0044	0.0005			
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0021	0.0020	0.0004			
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0017	0.0016	0.0007			
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			
Comp Mole Frac (H2O)	0.0005	0.0310	0.0000	0.1093			
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9989	0.0000	0.0000	0.8857			

60	
61	
62	
63	
64	
65	
66	
67	
68	

Licensed to: Company Name Not Available

\* Specified by user.

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeB-1_HEN.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:24:46 2020
4		
5		

## Workbook: Case (Main)

Material Streams						Fluid Pkg:	All	
9								
10								
11	Name	1	2	3	4	5		
12	Vapour Fraction	0.9986	0.0000	1.0000	0.0000	0.0253		
13	Temperature (C)	30.00 *	45.00 *	30.89	30.82	163.2		
14	Pressure (kPa)	6100 *	6200 *	6000	6100	124.0		
15	Molar Flow (MMSCFD)	148.8 *	0.6772	148.4	0.8429	0.9199		
16	Mass Flow (kg/h)	1.504e+005	5061	1.501e+005	5247	5843		
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	427.8	4.486	427.3	4.746	5.217		
18	Heat Flow (kJ/h)	-6.471e+008	-2.709e+007	-6.419e+008	-2.943e+007	-3.087e+007		
19	Name	6	7	8	9	21		
20	Vapour Fraction	0.0316	0.0386	0.0000	0.0063	1.0000		
21	Temperature (C)	32.41	104.2	99.92	99.90	99.92		
22	Pressure (kPa)	687.0 *	657.0	657.0	200.0 *	657.0		
23	Molar Flow (MMSCFD)	0.8429	0.8429	0.9199	0.9199	3.162e-002		
24	Mass Flow (kg/h)	5247	5247	5843	5843	47.67		
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	4.746	4.746	5.217	5.217	0.1035		
26	Heat Flow (kJ/h)	-2.943e+007	-2.848e+007	-3.194e+007	-3.194e+007	-2.069e+005		
27	Name	10	14	15	16	17		
28	Vapour Fraction	0.0175	0.0000	0.0002	0.0004	1.0000		
29	Temperature (C)	164.1	188.8 *	122.3	56.22	56.22		
30	Pressure (kPa)	170.0	108.0 *	78.00	48.00	48.00		
31	Molar Flow (MMSCFD)	0.9199	0.7529	0.7529	0.7529	2.675e-004		
32	Mass Flow (kg/h)	5843	5625	5625	5625	0.2691		
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.217	4.986 *	4.986	4.986	7.718e-004		
34	Heat Flow (kJ/h)	-3.087e+007	-2.796e+007	-2.904e+007	-2.999e+007	-1132		
35	Name	18	19	20	22	23		
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000		
37	Temperature (C)	56.22	57.33	56.22	35.00 *	56.22 *		
38	Pressure (kPa)	48.00	6210	48.00	48.00	48.00 *		
39	Molar Flow (MMSCFD)	0.7527	0.7527	0.7530	2.715e-005	0.7527		
40	Mass Flow (kg/h)	5625	5625	5625	0.2016	5625		
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	4.986	4.986	4.986	1.787e-004	4.986 *		
42	Heat Flow (kJ/h)	-2.999e+007	-2.995e+007	-3.000e+007	-1087	-2.999e+007		
43	Name	24	25	26	27	28		
44	Vapour Fraction	0.0002	0.0000	1.0000	0.9589	1.0000		
45	Temperature (C)	122.3 *	200.0	160.3	70.00 *	70.00		
46	Pressure (kPa)	78.00 *	105.0	103.0	98.00	98.00		
47	Molar Flow (MMSCFD)	0.7529	0.8071	0.5708	0.5708	0.5473		
48	Mass Flow (kg/h)	5625	5861	665.0	665.0	594.4		
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	4.986 *	5.198	1.429	1.429	1.365		
50	Heat Flow (kJ/h)	-2.904e+007	-2.919e+007	-3.829e+006	-4.029e+006	-3.498e+006		
51	Name	29	StrippingGas	37	38	39		
52	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000		
53	Temperature (C)	70.00	200.0 *	30.00	30.00	200.0 *		
54	Pressure (kPa)	98.00	220.0 *	6100	6100	105.0 *		
55	Molar Flow (MMSCFD)	2.349e-002	0.2918 *	148.6	0.2032	0.8071 *		
56	Mass Flow (kg/h)	70.64	333.4	1.502e+005	182.4	5861		
57	Liquid Volume Flow (m3/h)	6.428e-002	0.8758	427.6	0.1832	5.198		
58	Heat Flow (kJ/h)	-5.306e+005	-1.241e+006	-6.442e+008	-2.881e+006	-2.919e+007		
59	Name	40	41	42	43	11		
60	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0360		
61	Temperature (C)	196.5	188.8	30.00 *	30.00 *	170.0 *		
62	Pressure (kPa)	105.0	108.0	6000 *	6000 *	114.0 *		
63	Molar Flow (MMSCFD)	0.4580	0.7529	2.256e-005	148.4	0.9199		
64	Mass Flow (kg/h)	682.6	5625	0.1688	1.501e+005	5843		
65	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.410	4.986	1.495e-004	427.3	5.217		
66	Heat Flow (kJ/h)	-2.937e+006	-2.796e+007	-909.3	-6.422e+008	-3.072e+007		

**Workbook: Case (Main) (continued)**


**Material Streams (continued)** Fluid Pkg: All

Name	30	31	44	45	46
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.7809
Temperature (C)	45.00	49.16	61.71	153.6	40.00 *
Pressure (kPa)	6200	230.0	240.0	250.0 *	240.0
Molar Flow (MMSCFD)	7.548e-002	0.2896	8.513e-002	0.3831	0.3831
Mass Flow (kg/h)	564.1	331.1	573.7	416.1	416.1
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.5000 *	0.8693	0.5104	0.9552	0.9552
Heat Flow (kJ/h)	-3.020e+006	-1.343e+006	-3.141e+006	-2.375e+006	-2.653e+006
Name	47	48	49	50	51
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	40.00	40.00	200.0 *	70.00	70.00
Pressure (kPa)	240.0	240.0	220.0	98.00	98.00
Molar Flow (MMSCFD)	0.2992	8.394e-002	0.2896	0.1642	0.3831
Mass Flow (kg/h)	340.7	75.35	331.1	178.3	416.1
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.8797	7.551e-002	0.8693	0.4094	0.9552
Heat Flow (kJ/h)	-1.464e+006	-1.188e+006	-1.232e+006	-1.050e+006	-2.449e+006
Name	52	53	54	55	56
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	163.9	50.00 *	64.41	45.00	64.41 *
Pressure (kPa)	150.0	150.0 *	700.0 *	6200	700.0 *
Molar Flow (MMSCFD)	0.4038	0.1120 *	0.1086	0.7527	0.1086
Mass Flow (kg/h)	446.6	113.2	644.4	5625	644.4
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.198	0.3224	0.5747	4.986	0.5747 *
Heat Flow (kJ/h)	-1.713e+006	-4.723e+005	-3.671e+006	-3.011e+007	-3.671e+006
Name	57				
Vapour Fraction	0.0009				
Temperature (C)	64.22				
Pressure (kPa)	98.00				
Molar Flow (MMSCFD)	0.1086				
Mass Flow (kg/h)	644.4				
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.5747				
Heat Flow (kJ/h)	-3.672e+006				

**Compositions** Fluid Pkg: All


Name	1	2	3	4	5
Comp Mole Frac (CO2)	0.0267 *	0.0001	0.0267	0.0083	0.0028
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0183 *	0.0000	0.0183	0.0001	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	0.8319 *	0.0002	0.8338	0.0216	0.0018
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0530 *	0.0001	0.0531	0.0043	0.0008
Comp Mole Frac (Propane)	0.0366 *	0.0001	0.0367	0.0051	0.0015
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0100 *	0.0000	0.0100	0.0020	0.0008
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0116 *	0.0001	0.0116	0.0032	0.0014
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0042 *	0.0000	0.0042	0.0012	0.0006
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0028 *	0.0000	0.0028	0.0011	0.0006
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0017 *	0.0000	0.0017	0.0011	0.0008
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0007 *	0.0000	0.0007	0.0008	0.0006
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002 *	0.0000	0.0002	0.0004	0.0003
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001 *	0.0000	0.0001	0.0003	0.0003
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0022 *	0.0005	0.0000	0.1480	0.1625
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.9989	0.0000	0.8024	0.8254

Licensed to: Company Name Not Available \* Specified by user.

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeB-1_HEN.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:24:46 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
6	Name	6	7	8	9	21		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0083	0.0083	0.0028	0.0028	0.1426		
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0033		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0216	0.0216	0.0018	0.0018	0.5265		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0043	0.0043	0.0008	0.0008	0.0904		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0051	0.0051	0.0015	0.0015	0.0943		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0020	0.0020	0.0008	0.0008	0.0321		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0032	0.0032	0.0014	0.0014	0.0457		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0012	0.0012	0.0006	0.0006	0.0161		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0011	0.0011	0.0006	0.0006	0.0131		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0011	0.0011	0.0008	0.0008	0.0097		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0008	0.0008	0.0006	0.0006	0.0047		
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0004	0.0004	0.0003	0.0003	0.0016		
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0009		
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.1480	0.1480	0.1625	0.1625	0.0191		
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.8024	0.8024	0.8254	0.8254	0.0001		
28	Name	10	14	15	16	17		
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0028	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0269		
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0114		
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0018	0.0005 *	0.0005	0.0005	0.8408		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0008	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0549		
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0015	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0353		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0008	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0093		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0014	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0114		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0006	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0037		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0006	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0028		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0008	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0020		
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0006	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0009		
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0003	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0003		
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0003	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0002		
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000		
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.1625	0.0005 *	0.0005	0.0005	0.0001		
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.8254	0.9985 *	0.9985	0.9985	0.0000		
45	Name	18	19	20	22	23		
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *	0.0001 *		
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.0002	0.0002	0.0005	0.0000 *	0.0002 *		
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *	0.0001 *		
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *	0.0001 *		
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *	0.0001 *		
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0005	0.0005	0.0005	0.0083 *	0.0005 *		
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9989	0.9989	0.9985	0.9917 *	0.9989 *		

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeB-1_HEN.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:24:46 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
Name	24	25	26	27	28			
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001 *	0.0001	0.0321	0.0321	0.0321	0.0335	
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	0.0122	0.0122	0.0122	0.0128	
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0005 *	0.0003	0.5630	0.5630	0.5630	0.5872	
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001 *	0.0001	0.0395	0.0395	0.0395	0.0412	
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001 *	0.0001	0.0319	0.0319	0.0319	0.0333	
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0105	0.0105	0.0105	0.0110	
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001 *	0.0001	0.0147	0.0147	0.0147	0.0153	
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0057	0.0057	0.0057	0.0060	
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0049	0.0049	0.0049	0.0051	
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0049	0.0049	0.0049	0.0051	
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0033	0.0033	0.0033	0.0034	
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0015	0.0015	0.0015	0.0016	
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0013	0.0013	0.0013	0.0013	
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0005 *	0.0325	0.2612	0.2612	0.2612	0.2433	
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9985 *	0.9668	0.0132	0.0132	0.0132	0.0000	
Name	29	StrippingGas	37	38	39			
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0441 *	0.0267	0.0004	0.0004	0.0001 *	
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0169 *	0.0183	0.0000	0.0000	0.0000 *	
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.7772 *	0.8330	0.0011	0.0011	0.0003 *	
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0545 *	0.0531	0.0000	0.0000	0.0001 *	
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0439 *	0.0367	0.0000	0.0000	0.0001 *	
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0144 *	0.0100	0.0000	0.0000	0.0000 *	
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0201 *	0.0116	0.0000	0.0000	0.0001 *	
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0078 *	0.0042	0.0000	0.0000	0.0000 *	
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0067 *	0.0028	0.0000	0.0000	0.0000 *	
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0066 *	0.0017	0.0000	0.0000	0.0000 *	
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0043 *	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000 *	
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0020 *	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000 *	
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0016 *	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000 *	
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.6791	0.0000 *	0.0008	0.9985	0.9985	0.0325 *	
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.3205	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.9667 *	
Name	40	41	42	43	11			
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0346	0.0001	0.0000	0.0267	0.0267	0.0028	
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0152	0.0000	0.0000	0.0183	0.0183	0.0000	
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.6988	0.0005	0.0000	0.8338	0.8338	0.0018	
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0477	0.0001	0.0000	0.0531	0.0531	0.0008	
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0369	0.0001	0.0000	0.0367	0.0367	0.0015	
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0116	0.0000	0.0000	0.0100	0.0100	0.0008	
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0156	0.0001	0.0000	0.0116	0.0116	0.0014	
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0060	0.0000	0.0000	0.0042	0.0042	0.0006	
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0049	0.0000	0.0000	0.0028	0.0028	0.0006	
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0046	0.0000	0.0000	0.0017	0.0017	0.0008	
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0029	0.0000	0.0000	0.0007	0.0007	0.0006	
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0013	0.0000	0.0000	0.0002	0.0002	0.0003	
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0010	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0003	
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0565	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	0.1625	
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0622	0.9985	1.0000	0.0000	0.0000	0.8254	



**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
9	Name	30	31	44	45	46		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0442	0.0005	0.0335	0.0335		
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0169	0.0000	0.0128	0.0128		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0002	0.7768	0.0009	0.5872	0.5872		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0545	0.0002	0.0412	0.0412		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0440	0.0004	0.0333	0.0333		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0144	0.0002	0.0110	0.0110		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0202	0.0004	0.0153	0.0153		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0078	0.0002	0.0060	0.0060		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0067	0.0002	0.0051	0.0051		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0066	0.0004	0.0051	0.0051		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0044	0.0005	0.0034	0.0034		
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0020	0.0004	0.0016	0.0016		
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0016	0.0007	0.0013	0.0013		
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0005	0.0000	0.1093	0.2433	0.2433		
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9989	0.0000	0.8857	0.0000	0.0000		
28	Name	47	48	49	50	51		
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0429	0.0000	0.0442	0.0335	0.0335		
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0163	0.0000	0.0169	0.0128	0.0128		
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.7519	0.0000	0.7768	0.5872	0.5872		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0528	0.0000	0.0545	0.0412	0.0412		
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0426	0.0000	0.0440	0.0333	0.0333		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0140	0.0000	0.0144	0.0110	0.0110		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0196	0.0000	0.0202	0.0153	0.0153		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0076	0.0000	0.0078	0.0060	0.0060		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0065	0.0000	0.0067	0.0051	0.0051		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0065	0.0000	0.0066	0.0051	0.0051		
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0044	0.0000	0.0044	0.0034	0.0034		
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0021	0.0000	0.0020	0.0016	0.0016		
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0017	0.0000	0.0016	0.0013	0.0013		
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.0310	0.9999	0.0000	0.2433	0.2433		
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000		
45	Name	52	53	54	55	56		
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0393	0.0268 *	0.0004	0.0001	0.0004 *		
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0173	0.0183 *	0.0000	0.0000	0.0000 *		
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.7929	0.8337 *	0.0008	0.0002	0.0008 *		
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0541	0.0531 *	0.0002	0.0001	0.0002 *		
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0419	0.0367 *	0.0003	0.0001	0.0003 *		
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0132	0.0100 *	0.0002	0.0000	0.0002 *		
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0177	0.0116 *	0.0003	0.0001	0.0003 *		
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0068	0.0042 *	0.0001	0.0000	0.0001 *		
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0056	0.0028 *	0.0002	0.0000	0.0002 *		
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0052	0.0017 *	0.0003	0.0000	0.0003 *		
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0033	0.0007 *	0.0004	0.0000	0.0004 *		
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0015	0.0002 *	0.0003	0.0000	0.0003 *		
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0012	0.0001 *	0.0005	0.0000	0.0005 *		
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *		
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000 *	0.2325	0.0005	0.2325 *		
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000 *	0.7635	0.9989	0.7635 *		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

**Compositions (continued)**


Fluid Pkg: All

Name	57	0.0004	0.0000	0.0008	0.0002	0.0003	0.0002	0.0003	0.0001	0.0002	0.0003	0.0004	0.0003	0.0005	0.0000	0.2325	0.7635
12	Comp Mole Frac (CO2)																
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)																
14	Comp Mole Frac (Methane)																
15	Comp Mole Frac (Ethane)																
16	Comp Mole Frac (Propane)																
17	Comp Mole Frac (i-Butane)																
18	Comp Mole Frac (n-Butane)																
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)																
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)																
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)																
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)																
23	Comp Mole Frac (n-Octane)																
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)																
25	Comp Mole Frac (n-Decane)																
26	Comp Mole Frac (H2O)																
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)																

28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

**Neraca panas dan neraca massa (Evaluated case 2: recycled stripping gas + flash gas)**

Referensi flow diagram yang digunakan adalah Gambar 3.12

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeE-1.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:20:26 2020
4		
5		

## Workbook: TEG Contactor (COL1)


Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	2 @COL1	3 @COL1	4 @COL1	37 @COL1			
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000			
Temperature (C)	45.00	30.89	30.82	30.00			
Pressure (kPa)	6200	6000	6100	6100			
Molar Flow (MMSCFD)	0.6788	148.4	0.8445	148.6			
Mass Flow (kg/h)	5072	1.501e+005	5258	1.502e+005			
Liquid Volume Flow (m3/h)	4.496	427.3	4.756	427.6			
Heat Flow (kJ/h)	-2.716e+007	-6.419e+008	-2.949e+007	-6.442e+008			

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	2 @COL1	3 @COL1	4 @COL1	37 @COL1			
Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0267	0.0083	0.0267			
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0183	0.0001	0.0183			
Comp Mole Frac (Methane)	0.0002	0.8338	0.0216	0.8330			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0531	0.0043	0.0531			
Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0367	0.0051	0.0367			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0100	0.0020	0.0100			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0116	0.0032	0.0116			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0042	0.0012	0.0042			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0028	0.0011	0.0028			
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0017	0.0012	0.0017			
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0007	0.0008	0.0007			
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0002	0.0004	0.0002			
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0001	0.0003	0.0001			
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			
Comp Mole Frac (H2O)	0.0005	0.0000	0.1478	0.0008			
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9987	0.0000	0.8027	0.0000			

Energy Streams						Fluid Pkg:	All
Name							
Heat Flow (kJ/h)							

## Workbook: T-100 (COL3)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	26 @COL3	To Reboiler @COL3	Boilup @COL3	25 @COL3	11 @COL3		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0366		
Temperature (C)	160.4	163.5	200.0	200.0	170.0		
Pressure (kPa)	103.0	105.0	105.0	105.0	114.0		
Molar Flow (MMSCFD)	0.5657	0.8092	1.935e-004	0.8090	0.9229		
Mass Flow (kg/h)	711.1	5870	0.3273	5870	5855		
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.456	5.207	5.531e-004	5.206	5.228		
Heat Flow (kJ/h)	-4.051e+006	-2.989e+007	-1729	-2.924e+007	-3.080e+007		
Name	40 @COL3						
Vapour Fraction	1.0000						
Temperature (C)	196.4						
Pressure (kPa)	105.0						
Molar Flow (MMSCFD)	0.4518						
Mass Flow (kg/h)	725.5						
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.434						
Heat Flow (kJ/h)	-3.137e+006						

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeE-1.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:20:26 2020
4		
5		

## Workbook: T-100 (COL3) (continued)

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	26 @COL3	To Reboiler @COL3	Boilup @COL3	25 @COL3	11 @COL3		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0536	0.0001	0.0622	0.0001	0.0028	
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0094	0.0000	0.0053	0.0000	0.0000	
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.5049	0.0004	0.4231	0.0003	0.0018	
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0464	0.0001	0.0487	0.0001	0.0008	
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0426	0.0001	0.0484	0.0001	0.0015	
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0146	0.0000	0.0173	0.0000	0.0008	
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0210	0.0001	0.0252	0.0001	0.0014	
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0079	0.0000	0.0097	0.0000	0.0006	
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0068	0.0000	0.0084	0.0000	0.0006	
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0063	0.0001	0.0079	0.0000	0.0008	
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0040	0.0000	0.0051	0.0000	0.0006	
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0018	0.0000	0.0023	0.0000	0.0003	
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0014	0.0000	0.0018	0.0000	0.0003	
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.2661	0.0334	0.2650	0.0334	0.1635	
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0132	0.9655	0.0697	0.9657	0.8243	
28	Name	40 @COL3					
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0617					
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0118					
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.6290					
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0565					
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0505					
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0168					
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0236					
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0088					
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0073					
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0065					
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0039					
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0016					
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0012					
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000					
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.0588					
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0621					

## Energy Streams

Fluid Pkg: All


Name	Q-101 @COL3					
Heat Flow (kJ/h)	6.453e+005					

## Workbook: T-103 (COL6)

## Material Streams

Fluid Pkg: All

Name	39 @COL6	40 @COL6	41 @COL6	52 @COL6		
54	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
55	Temperature (C)	200.0	196.4	189.5	175.8	
56	Pressure (kPa)	105.0	105.0	108.0	150.0	
57	Molar Flow (MMSCFD)	0.8090	0.4518	0.7546	0.3974	
58	Mass Flow (kg/h)	5870	725.5	5637	492.0	
59	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.206	1.434	4.997	1.225	
60	Heat Flow (kJ/h)	-2.924e+007	-3.137e+006	-2.801e+007	-1.908e+006	

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeE-1.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:20:26 2020
4		
5		

## Workbook: T-103 (COL6) (continued)

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	39 @COL6	40 @COL6	41 @COL6	52 @COL6			
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0617	0.0001	0.0702		
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0118	0.0000	0.0134		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0003	0.6290	0.0005	0.7155		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0565	0.0001	0.0643		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0505	0.0001	0.0574		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0168	0.0001	0.0191		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0236	0.0001	0.0268		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0088	0.0000	0.0100		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0073	0.0000	0.0084		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0065	0.0000	0.0074		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0039	0.0000	0.0044		
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0016	0.0000	0.0019		
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0012	0.0000	0.0014		
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0333	0.0588	0.0005	0.0000		
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9658	0.0621	0.9983	0.0000		

Energy Streams						Fluid Pkg:	All
Name							
30	Heat Flow	(kJ/h)					

## Workbook: T-104 (COL7)


Material Streams						Fluid Pkg:	All
Name	30 @COL7	47 @COL7	31 @COL7	44 @COL7			
38	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000		
39	Temperature (C)	45.00	40.00	50.02	62.16		
40	Pressure (kPa)	6200	240.0	230.0	240.0		
41	Molar Flow (MMSCFD)	7.549e-002	0.3267	0.3161	8.607e-002		
42	Mass Flow (kg/h)	564.1	420.6	409.9	574.8		
43	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.5000	1.002	0.9907	0.5116		
44	Heat Flow (kJ/h)	-3.020e+006	-1.830e+006	-1.696e+006	-3.154e+006		

Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	30 @COL7	47 @COL7	31 @COL7	44 @COL7			
48	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0789	0.0814	0.0009		
49	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0117	0.0121	0.0000		
50	Comp Mole Frac (Methane)	0.0002	0.6631	0.6851	0.0008		
51	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0650	0.0671	0.0003		
52	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0608	0.0627	0.0005		
53	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0208	0.0214	0.0003		
54	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0299	0.0308	0.0005		
55	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0112	0.0115	0.0003		
56	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0095	0.0098	0.0003		
57	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0086	0.0088	0.0005		
58	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0053	0.0053	0.0006		
59	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0023	0.0023	0.0005		
60	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0018	0.0017	0.0007		
61	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
62	Comp Mole Frac (H2O)	0.0005	0.0310	0.0000	0.1179		
63	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9987	0.0000	0.0000	0.8760		


  

Energy Streams						Fluid Pkg:	All
Name							
66	Heat Flow	(kJ/h)					

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeE-1.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:20:26 2020
4		
5		

## Workbook: Case (Main)

Material Streams							Fluid Pkg:	All
Name	1	2	3	4	5			
Vapour Fraction	0.9986	0.0000	1.0000	0.0000	0.0260			
Temperature (C)	30.00 *	45.00 *	30.89	30.82	163.6			
Pressure (kPa)	6100 *	6200 *	6000	6100	124.0			
Molar Flow (MMSCFD)	148.8 *	0.6788	148.4	0.8445	0.9229			
Mass Flow (kg/h)	1.504e+005	5072	1.501e+005	5258	5855			
Liquid Volume Flow (m3/h)	427.8	4.496	427.3	4.756	5.228			
Heat Flow (kJ/h)	-6.471e+008	-2.716e+007	-6.419e+008	-2.949e+007	-3.093e+007			
Name	6	7	8	9	21			
Vapour Fraction	0.0316	0.0387	0.0000	0.0063	1.0000			
Temperature (C)	32.41	104.5	100.3	100.2	100.3			
Pressure (kPa)	687.0 *	657.0	657.0	200.0 *	657.0			
Molar Flow (MMSCFD)	0.8445	0.8445	0.9229	0.9229	3.179e-002			
Mass Flow (kg/h)	5258	5258	5855	5855	48.03			
Liquid Volume Flow (m3/h)	4.756	4.756	5.228	5.228	0.1041			
Heat Flow (kJ/h)	-2.949e+007	-2.853e+007	-3.202e+007	-3.202e+007	-2.084e+005			
Name	10	14	15	16	17			
Vapour Fraction	0.0178	0.0000	0.0002	0.0003	1.0000			
Temperature (C)	164.6	189.5 *	122.8	56.39	56.39			
Pressure (kPa)	170.0	108.0 *	78.00	48.00	48.00			
Molar Flow (MMSCFD)	0.9229	0.7546	0.7546	0.7545	2.544e-004			
Mass Flow (kg/h)	5855	5637	5637	5636	0.2781			
Liquid Volume Flow (m3/h)	5.228	4.997 *	4.997	4.997	7.538e-004			
Heat Flow (kJ/h)	-3.093e+007	-2.801e+007	-2.909e+007	-3.005e+007	-1179			
Name	18	19	20	22	23			
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000			
Temperature (C)	56.39	57.50	56.39	35.00 *	56.39 *			
Pressure (kPa)	48.00	6210	48.00	48.00	48.00 *			
Molar Flow (MMSCFD)	0.7543	0.7543	0.7545	2.714e-005	0.7543			
Mass Flow (kg/h)	5636	5636	5637	0.2015	5636			
Liquid Volume Flow (m3/h)	4.996	4.996	4.997	1.786e-004	4.996 *			
Heat Flow (kJ/h)	-3.005e+007	-3.001e+007	-3.005e+007	-1087	-3.005e+007			
Name	24	25	26	27	28			
Vapour Fraction	0.0002	0.0000	1.0000	0.9573	1.0000			
Temperature (C)	122.8 *	200.0	160.4	70.00 *	70.00			
Pressure (kPa)	78.00 *	105.0	103.0	98.00	98.00			
Molar Flow (MMSCFD)	0.7545	0.8090	0.5657	0.5657	0.5415			
Mass Flow (kg/h)	5636	5870	711.1	711.1	640.2			
Liquid Volume Flow (m3/h)	4.997 *	5.206	1.456	1.456	1.391			
Heat Flow (kJ/h)	-2.909e+007	-2.924e+007	-4.051e+006	-4.258e+006	-3.719e+006			
Name	29	StrippingGas	37	38	39			
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000			
Temperature (C)	70.00	200.0 *	30.00	30.00	200.0 *			
Pressure (kPa)	98.00	220.0 *	6100	6100	105.0 *			
Molar Flow (MMSCFD)	2.415e-002	0.3174 *	148.6	0.2032	0.8090 *			
Mass Flow (kg/h)	70.90	411.2	1.502e+005	182.4	5870			
Liquid Volume Flow (m3/h)	6.458e-002	0.9944	427.6	0.1832	5.206			
Heat Flow (kJ/h)	-5.389e+005	-1.570e+006	-6.442e+008	-2.881e+006	-2.924e+007			
Name	40	41	42	43	11			
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0366			
Temperature (C)	196.4	189.5	30.00 *	30.00 *	170.0 *			
Pressure (kPa)	105.0	108.0	6000 *	6000 *	114.0 *			
Molar Flow (MMSCFD)	0.4518	0.7546	2.258e-005	148.4	0.9229			
Mass Flow (kg/h)	725.5	5637	0.1689	1.501e+005	5855			
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.434	4.997	1.497e-004	427.3	5.228			
Heat Flow (kJ/h)	-3.137e+006	-2.801e+007	-910.0	-6.422e+008	-3.080e+007			


1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeE-1.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:20:26 2020
4		
5		

## Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)							Fluid Pkg:	All
11	Name	30	31	44	45	46		
12	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.7951		
13	Temperature (C)	45.00	50.02	62.16	149.2	40.00 *		
14	Pressure (kPa)	6200	230.0	240.0	250.0 *	240.0		
15	Molar Flow (MMSCFD)	7.549e-002	0.3161	8.607e-002	0.3791	0.4109		
16	Mass Flow (kg/h)	564.1	409.9	574.8	448.1	496.2		
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.5000 *	0.9907	0.5116	0.9740	1.078		
18	Heat Flow (kJ/h)	-3.020e+006	-1.696e+006	-3.154e+006	-2.531e+006	-3.022e+006		
19	Name	47	48	49	50	51		
20	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000		
21	Temperature (C)	40.00	40.00	200.0 *	70.00	70.00		
22	Pressure (kPa)	240.0	240.0	220.0	98.00	98.00		
23	Molar Flow (MMSCFD)	0.3267	8.420e-002	0.3161	0.1625	0.3791		
24	Mass Flow (kg/h)	420.6	75.61	409.9	192.1	448.1		
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.002	7.576e-002	0.9907	0.4174	0.9740		
26	Heat Flow (kJ/h)	-1.830e+006	-1.192e+006	-1.565e+006	-1.116e+006	-2.603e+006		
27	Name	52	53	54	55	56		
28	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
29	Temperature (C)	175.8	50.00 *	64.89	45.00	64.89 *		
30	Pressure (kPa)	150.0	150.0 *	700.0 *	6200	700.0 *		
31	Molar Flow (MMSCFD)	0.3974	8.000e-002 *	0.1102	0.7543	0.1102		
32	Mass Flow (kg/h)	492.0	80.88	645.7	5636	645.6		
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	1.225	0.2303	0.5762	4.996	0.5762 *		
34	Heat Flow (kJ/h)	-1.908e+006	-3.373e+005	-3.692e+006	-3.018e+007	-3.691e+006		
35	Name	57	12					
36	Vapour Fraction	0.0012	1.0000					
37	Temperature (C)	64.67	144.6					
38	Pressure (kPa)	98.00	250.0					
39	Molar Flow (MMSCFD)	0.1102	0.4109					
40	Mass Flow (kg/h)	645.7	496.2					
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.5762	1.078					
42	Heat Flow (kJ/h)	-3.692e+006	-2.739e+006					

Compositions							Fluid Pkg:	All
45	Name	1	2	3	4	5		
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0267 *	0.0001	0.0267	0.0083	0.0028		
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0183 *	0.0000	0.0183	0.0001	0.0000		
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.8319 *	0.0002	0.8338	0.0216	0.0018		
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0530 *	0.0001	0.0531	0.0043	0.0008		
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0366 *	0.0001	0.0367	0.0051	0.0015		
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0100 *	0.0000	0.0100	0.0020	0.0008		
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0116 *	0.0001	0.0116	0.0032	0.0014		
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0042 *	0.0000	0.0042	0.0012	0.0006		
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0028 *	0.0000	0.0028	0.0011	0.0006		
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0017 *	0.0000	0.0017	0.0012	0.0008		
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0007 *	0.0000	0.0007	0.0008	0.0006		
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002 *	0.0000	0.0002	0.0004	0.0003		
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001 *	0.0000	0.0001	0.0003	0.0003		
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0022 *	0.0005	0.0000	0.1478	0.1635		
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.9987	0.0000	0.8027	0.8243		




1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeE-1.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:20:26 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
6	Name	6	7	8	9	21		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0083	0.0083	0.0028	0.0028	0.1432		
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0032		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0216	0.0216	0.0018	0.0018	0.5247		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0043	0.0043	0.0008	0.0008	0.0903		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0051	0.0051	0.0015	0.0015	0.0944		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0020	0.0020	0.0008	0.0008	0.0322		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0032	0.0032	0.0014	0.0014	0.0459		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0012	0.0012	0.0006	0.0006	0.0162		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0011	0.0011	0.0006	0.0006	0.0132		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0012	0.0012	0.0008	0.0008	0.0098		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0008	0.0008	0.0006	0.0006	0.0047		
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0004	0.0004	0.0003	0.0003	0.0016		
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0009		
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.1478	0.1478	0.1635	0.1635	0.0195		
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.8027	0.8027	0.8243	0.8243	0.0001		
28	Name	10	14	15	16	17		
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0028	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0478		
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0093		
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0018	0.0005 *	0.0005	0.0005	0.7841		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0008	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0659		
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0015	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0483		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0008	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0134		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0014	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0172		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0006	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0053		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0006	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0041		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0008	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0028		
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0006	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0012		
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0003	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0004		
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0003	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0002		
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000		
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.1635	0.0005 *	0.0005	0.0005	0.0001		
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.8243	0.9983 *	0.9983	0.9984	0.0000		
45	Name	18	19	20	22	23		
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *	0.0001 *		
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.0002	0.0002	0.0005	0.0000 *	0.0002 *		
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *	0.0001 *		
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *	0.0001 *		
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000 *	0.0000 *		
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *	0.0001 *		
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *		
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0005	0.0005	0.0005	0.0083 *	0.0005 *		
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9987	0.9987	0.9984	0.9917 *	0.9987 *		

Licensed to: Company Name Not Available \* Specified by user.


1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeE-1.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:20:26 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
Name	24	25	26	27	28			
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001 *	0.0001	0.0536	0.0536	0.0560		
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	0.0094	0.0094	0.0098		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0005 *	0.0003	0.5049	0.5049	0.5274		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001 *	0.0001	0.0464	0.0464	0.0484		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001 *	0.0001	0.0426	0.0426	0.0445		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0001 *	0.0000	0.0146	0.0146	0.0152		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001 *	0.0001	0.0210	0.0210	0.0219		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0079	0.0079	0.0083		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0068	0.0068	0.0071		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0063	0.0063	0.0066		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0040	0.0040	0.0042		
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0018	0.0018	0.0019		
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0014	0.0014	0.0015		
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0005 *	0.0334	0.2661	0.2661	0.2472		
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9984 *	0.9657	0.0132	0.0132	0.0000		
Name	29	StrippingGas	37	38	39			
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0811 *	0.0267	0.0004	0.0001 *		
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0121 *	0.0183	0.0000	0.0000 *		
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.6857 *	0.8330	0.0011	0.0003 *		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0671 *	0.0531	0.0000	0.0001 *		
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0626 *	0.0367	0.0000	0.0001 *		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0214 *	0.0100	0.0000	0.0000 *		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0307 *	0.0116	0.0000	0.0001 *		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0114 *	0.0042	0.0000	0.0000 *		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0097 *	0.0028	0.0000	0.0000 *		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0088 *	0.0017	0.0000	0.0000 *		
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0053 *	0.0007	0.0000	0.0000 *		
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0023 *	0.0002	0.0000	0.0000 *		
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0017 *	0.0001	0.0000	0.0000 *		
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *		
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.6900	0.0000 *	0.0008	0.9985	0.0333 *		
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.3096	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.9658 *		
Name	40	41	42	43	11			
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0617	0.0001	0.0000	0.0267	0.0028		
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0118	0.0000	0.0000	0.0183	0.0000		
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.6290	0.0005	0.0000	0.8338	0.0018		
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0565	0.0001	0.0000	0.0531	0.0008		
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0505	0.0001	0.0000	0.0367	0.0015		
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0168	0.0001	0.0000	0.0100	0.0008		
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0236	0.0001	0.0000	0.0116	0.0014		
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0088	0.0000	0.0000	0.0042	0.0006		
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0073	0.0000	0.0000	0.0028	0.0006		
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0065	0.0000	0.0000	0.0017	0.0008		
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0039	0.0000	0.0000	0.0007	0.0006		
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0016	0.0000	0.0000	0.0002	0.0003		
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0012	0.0000	0.0000	0.0001	0.0003		
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0588	0.0005	0.0000	0.0000	0.1635		
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0621	0.9983	1.0000	0.0000	0.8243		


Licensed to: Company Name Not Available

\* Specified by user.

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeE-1.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:20:26 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
9	Name	30	31	44	45	46		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0814	0.0009	0.0560	0.0628		
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0121	0.0000	0.0098	0.0093		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0002	0.6851	0.0008	0.5274	0.5272		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0671	0.0003	0.0484	0.0517		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0627	0.0005	0.0445	0.0483		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0214	0.0003	0.0152	0.0165		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0308	0.0005	0.0219	0.0238		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0115	0.0003	0.0083	0.0089		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0098	0.0003	0.0071	0.0076		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0088	0.0005	0.0066	0.0069		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0053	0.0006	0.0042	0.0042		
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0023	0.0005	0.0019	0.0019		
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0017	0.0007	0.0015	0.0014		
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0005	0.0000	0.1179	0.2472	0.2296		
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9987	0.0000	0.8760	0.0000	0.0000		
28	Name	47	48	49	50	51		
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0789	0.0001	0.0814	0.0560	0.0560		
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0117	0.0000	0.0121	0.0098	0.0098		
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.6631	0.0000	0.6851	0.5274	0.5274		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0650	0.0000	0.0671	0.0484	0.0484		
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0608	0.0000	0.0627	0.0445	0.0445		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0208	0.0000	0.0214	0.0152	0.0152		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0299	0.0000	0.0308	0.0219	0.0219		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0112	0.0000	0.0115	0.0083	0.0083		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0095	0.0000	0.0098	0.0071	0.0071		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0086	0.0000	0.0088	0.0066	0.0066		
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0053	0.0000	0.0053	0.0042	0.0042		
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0023	0.0000	0.0023	0.0019	0.0019		
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0018	0.0000	0.0017	0.0015	0.0015		
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.0310	0.9998	0.0000	0.2472	0.2472		
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000		
45	Name	52	53	54	55	56		
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0702	0.0268 *	0.0007	0.0001	0.0007 *		
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0134	0.0183 *	0.0000	0.0000	0.0000 *		
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.7155	0.8337 *	0.0007	0.0002	0.0007 *		
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0643	0.0531 *	0.0002	0.0001	0.0002 *		
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0574	0.0367 *	0.0004	0.0001	0.0004 *		
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0191	0.0100 *	0.0002	0.0000	0.0002 *		
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0268	0.0116 *	0.0004	0.0001	0.0004 *		
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0100	0.0042 *	0.0002	0.0000	0.0002 *		
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0084	0.0028 *	0.0002	0.0000	0.0002 *		
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0074	0.0017 *	0.0004	0.0000	0.0004 *		
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0044	0.0007 *	0.0005	0.0000	0.0005 *		
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0019	0.0002 *	0.0004	0.0000	0.0004 *		
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0014	0.0001 *	0.0005	0.0000	0.0005 *		
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *		
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000 *	0.2433	0.0005	0.2429 *		
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000 *	0.7519	0.9987	0.7522 *		

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Single_Recy70TypeE-1.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Fri Aug 07 00:20:26 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**


Compositions (continued)						Fluid Pkg:	All
Name	57	12					
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0007	0.0628				
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0093				
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0007	0.5272				
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0002	0.0517				
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0004	0.0483				
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0002	0.0165				
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0004	0.0238				
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0002	0.0089				
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0002	0.0076				
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0004	0.0069				
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0005	0.0042				
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0004	0.0019				
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0005	0.0014				
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000				
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.2433	0.2296				
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.7519	0.0000				

Energy Streams							Fluid Pkg:	All
Name	Q-105	Q-101	Q-102	Q-103	Q-104			
31	Heat Flow (kJ/h)	4.417e+004	6.453e+005	-3.390e+005	1.676e+005	1.337e+005		
Name	Q-106	Q-107	Q-108	Q-109	Q-110			
33	Heat Flow (kJ/h)	2.067e+005	7.271e+004	2.831e+005	1.309e+005	646.8		

34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

**Neraca panas dan neraca massa (Evaluated case 3: dual-purity feed + recycled stripping gas)**

Referensi flow diagram yang digunakan adalah Gambar 3.13

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Dehy_DualFeed_Strip_Stahl_HEN_recyc_run-3.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Sat Aug 15 08:44:33 2020
4		
5		

## Workbook: TEG Contactor (COL1)

Material Streams							Fluid Pkg:	All
Name	2 @COL1	3 @COL1	4 @COL1	37 @COL1	2a @COL1			
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000			
Temperature (C)	35.00	30.86	30.82	30.00	50.00			
Pressure (kPa)	6200	6000	6100	6100	6265			
Molar Flow (MMSCFD)	0.3781	148.4	0.9409	148.6	0.3926			
Mass Flow (kg/h)	2826	1.500e+005	5838	1.502e+005	2818			
Liquid Volume Flow (m3/h)	2.505	427.3	5.281	427.6	2.500			
Heat Flow (kJ/h)	-1.519e+007	-6.419e+008	-3.278e+007	-6.442e+008	-1.523e+007			

Compositions							Fluid Pkg:	All
Name	2 @COL1	3 @COL1	4 @COL1	37 @COL1	2a @COL1			
Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0267	0.0083	0.0267	0.0001			
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0183	0.0001	0.0183	0.0000			
Comp Mole Frac (Methane)	0.0003	0.8339	0.0215	0.8330	0.0003			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0531	0.0043	0.0531	0.0001			
Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0367	0.0051	0.0367	0.0001			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0100	0.0020	0.0100	0.0000			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0116	0.0031	0.0116	0.0001			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0042	0.0012	0.0042	0.0000			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0028	0.0011	0.0028	0.0000			
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0017	0.0011	0.0017	0.0000			
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0007	0.0008	0.0007	0.0000			
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0002	0.0004	0.0002	0.0000			
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0001	0.0003	0.0001	0.0000			
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			
Comp Mole Frac (H2O)	0.0003	0.0000	0.1512	0.0008	0.0451			
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9990	0.0000	0.7995	0.0000	0.9542			

Energy Streams							Fluid Pkg:	All
Name								
Heat Flow (kJ/h)								

Unit Ops						
Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level	
Main Tower @COL1	Tower	2 @COL1	4 @COL1	No	500.0 *	
		37 @COL1	3 @COL1			
		2a @COL1				

## Workbook: T-100 (COL3)

Material Streams							Fluid Pkg:	All
Name	26 @COL3	To Reboiler @COL3	Boilup @COL3	25 @COL3	11 @COL3			
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0285			
Temperature (C)	153.9	155.5	200.0	200.0	162.8			
Pressure (kPa)	103.0	105.0	105.0	105.0	114.0			
Molar Flow (MMSCFD)	0.5210	0.8922	3.284e-004	0.8919	1.009			
Mass Flow (kg/h)	604.6	6404	0.5224	6403	6408			
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.288	5.681	8.518e-004	5.680	5.722			
Heat Flow (kJ/h)	-3.557e+006	-3.286e+007	-3046	-3.200e+007	-3.385e+007			
Name	40 @COL3							
Vapour Fraction	1.0000							
Temperature (C)	194.6							
Pressure (kPa)	105.0							
Molar Flow (MMSCFD)	0.4042							
Mass Flow (kg/h)	599.6							
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.246							
Heat Flow (kJ/h)	-2.565e+006							

**Workbook: T-100 (COL3) (continued)**


Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	26 @COL3	To Reboiler @COL3	Boilup @COL3	25 @COL3	11 @COL3		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0346	0.0001	0.0363	0.0001	0.0029	
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0117	0.0000	0.0052	0.0000	0.0000	
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.5415	0.0004	0.3937	0.0003	0.0016	
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0387	0.0001	0.0378	0.0001	0.0008	
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0324	0.0001	0.0346	0.0001	0.0015	
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0110	0.0000	0.0123	0.0000	0.0008	
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0159	0.0001	0.0178	0.0001	0.0014	
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0062	0.0000	0.0072	0.0000	0.0006	
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0055	0.0000	0.0064	0.0000	0.0006	
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0057	0.0000	0.0067	0.0000	0.0008	
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0039	0.0000	0.0048	0.0000	0.0006	
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0018	0.0000	0.0023	0.0000	0.0003	
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0015	0.0000	0.0019	0.0000	0.0003	
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.2801	0.0452	0.3639	0.0451	0.1623	
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0096	0.9539	0.0690	0.9542	0.8254	
28	Name	40 @COL3					
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0376					
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0151					
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.6946					
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0480					
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0382					
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0124					
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0170					
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0066					
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0056					
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0054					
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0035					
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0016					
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0012					
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000					
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.0553					
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0580					

Energy Streams						Fluid Pkg:	All
Name	Q-101 @COL3						
47	Heat Flow (kJ/h)	8.541e+005					

Unit Ops					
Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
52 Main Tower @COL3	Tower	Boilup @COL3	To Reboiler @COL3	No	500.0 *
		11 @COL3	26 @COL3		
		40 @COL3			
55 Reboiler @COL3	Reboiler	To Reboiler @COL3	25 @COL3	No	500.0 *
		Q-101 @COL3	Boilup @COL3		

Licensed to: Company Name Not Available

\* Specified by user.

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Dehy_DualFeed_Strip_Stahl_HEN_recyc_run-3.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Sat Aug 15 08:44:33 2020
4		
5		

## Workbook: T-103 (COL6)

### Material Streams Fluid Pkg: All

Name	39 @COL6	40 @COL6	41 @COL6	13 @COL6
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	200.0	194.6	187.9	199.9
Pressure (kPa)	105.0	105.0	108.0	120.0
Molar Flow (MMSCFD)	0.4993	0.4042	0.4537	0.3585
Mass Flow (kg/h)	3585	599.6	3390	404.3
Liquid Volume Flow (m3/h)	3.180	1.246	3.005	1.071
Heat Flow (kJ/h)	-1.792e+007	-2.565e+006	-1.686e+007	-1.510e+006

### Compositions Fluid Pkg: All

Name	39 @COL6	40 @COL6	41 @COL6	13 @COL6
Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0376	0.0001	0.0424
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0151	0.0000	0.0171
Comp Mole Frac (Methane)	0.0003	0.6946	0.0005	0.7834
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0480	0.0001	0.0541
Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0382	0.0001	0.0430
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0124	0.0000	0.0139
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0170	0.0001	0.0192
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0066	0.0000	0.0075
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0056	0.0000	0.0063
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0054	0.0000	0.0061
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0035	0.0000	0.0039
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0016	0.0000	0.0018
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0012	0.0000	0.0013
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0450	0.0553	0.0003	0.0000
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9543	0.0580	0.9987	0.0000

### Energy Streams Fluid Pkg: All

Name				
Heat Flow (kJ/h)				

### Unit Ops


Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
Main Tower @COL6	Tower	39 @COL6	41 @COL6	No	500.0 *
		13 @COL6	40 @COL6		

## Workbook: T-104 (COL7)

### Material Streams Fluid Pkg: All

Name	54 @COL7	52 @COL7	55 @COL7	56 @COL7
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	35.00	40.00	38.92	54.25
Pressure (kPa)	6200	254.6	220.0	225.0
Molar Flow (MMSCFD)	7.547e-002	0.2669	0.2586	8.374e-002
Mass Flow (kg/h)	564.1	312.4	303.6	572.9
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.5000	0.7934	0.7836	0.5098
Heat Flow (kJ/h)	-3.033e+006	-1.330e+006	-1.232e+006	-3.130e+006



1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Dehy_DualFeed_Strip_Stahl_HEN_recyc_run-3.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Sat Aug 15 08:44:33 2020
4		
5		

## Workbook: T-104 (COL7) (continued)


Compositions						Fluid Pkg:	All
Name	54 @COL7	52 @COL7	55 @COL7	56 @COL7			
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0473	0.0486	0.0006		
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0160	0.0166	0.0000		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0003	0.7400	0.7634	0.0009		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0529	0.0545	0.0002		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0442	0.0456	0.0004		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0151	0.0155	0.0002		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0217	0.0222	0.0004		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0085	0.0087	0.0002		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0075	0.0077	0.0003		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0077	0.0078	0.0005		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0053	0.0052	0.0007		
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0025	0.0024	0.0006		
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0021	0.0018	0.0011		
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0003	0.0292	0.0000	0.0934		
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9990	0.0000	0.0000	0.9004		

Energy Streams						Fluid Pkg:	All
Name							
30	Heat Flow	(kJ/h)					

Unit Ops						
Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level	
35	Main Tower @COL7	Tower	54 @COL7	56 @COL7	No	500.0 *
36			52 @COL7	55 @COL7		

## Workbook: Case (Main)

Material Streams							Fluid Pkg:	All
Name	1	2	3	4	5			
42	Vapour Fraction	0.9986	0.0000	1.0000	0.0000	0.0321		
43	Temperature (C)	30.00 *	35.00	30.86	30.82	32.41		
44	Pressure (kPa)	6100 *	6200	6000	6100	645.0		
45	Molar Flow (MMSCFD)	148.8 *	0.3781	148.4	0.9409	0.9409		
46	Mass Flow (kg/h)	1.504e+005	2826	1.500e+005	5838	5838		
47	Liquid Volume Flow (m3/h)	427.8	2.505	427.3	5.281	5.281		
48	Heat Flow (kJ/h)	-6.471e+008	-1.519e+007	-6.419e+008	-3.278e+007	-3.278e+007		
Name	6	7	8	9	21			
49	Vapour Fraction	0.0374	0.0380	0.0000	0.0027	1.0000		
50	Temperature (C)	85.47	87.93	85.09	85.12	85.09		
51	Pressure (kPa)	620.0	600.0 *	600.0	343.0 *	600.0		
52	Molar Flow (MMSCFD)	0.9409	0.9409	1.009	1.009	3.490e-002		
53	Mass Flow (kg/h)	5838	5838	6408	6408	52.27		
54	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.281	5.281	5.722	5.722	0.1144		
55	Heat Flow (kJ/h)	-3.201e+007	-3.197e+007	-3.528e+007	-3.528e+007	-2.269e+005		
Name	10	11	14	15	16			
56	Vapour Fraction	0.0061	0.0285	0.0000	0.0002	0.0003		
57	Temperature (C)	138.1	162.8	187.9 *	90.02	85.68		
58	Pressure (kPa)	313.0	114.0 *	108.0 *	78.00	58.00		
59	Molar Flow (MMSCFD)	1.009	1.009	0.4537	0.4537	0.4537		
60	Mass Flow (kg/h)	6408	6408	3390	3390	3390		
61	Liquid Volume Flow (m3/h)	5.722	5.722	3.005 *	3.005	3.005		
62	Heat Flow (kJ/h)	-3.435e+007	-3.385e+007	-1.686e+007	-1.779e+007	-1.783e+007		

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Dehy_DualFeed_Strip_Stahl_HEN_recyc_run-3.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Sat Aug 15 08:44:33 2020
4		
5		

## Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)						Fluid Pkg:	All	
9								
10								
11	Name	17	18	19	20	22		
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000		
13	Temperature (C)	85.68	85.68	86.79	85.68	35.00 *		
14	Pressure (kPa)	58.00	58.00	6210	58.00	58.00		
15	Molar Flow (MMSCFD)	1.401e-004	0.4535	0.4535	0.4537	0.0000		
16	Mass Flow (kg/h)	0.1479	3390	3390	3390	0.0000 *		
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	4.105e-004	3.005	3.005	3.005	0.0000		
18	Heat Flow (kJ/h)	-606.4	-1.783e+007	-1.780e+007	-1.783e+007	0.0000		
19	Name	23	24	25	26	28		
20	Vapour Fraction	0.0000	0.0002	0.0000	1.0000	1.0000		
21	Temperature (C)	85.68 *	90.02 *	200.0	153.9	70.00		
22	Pressure (kPa)	58.00 *	78.00 *	105.0	103.0	98.00		
23	Molar Flow (MMSCFD)	0.4535	0.4537	0.8919	0.5210	0.5020		
24	Mass Flow (kg/h)	3390	3390	6403	604.6	554.7		
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	3.005 *	3.005 *	5.680	1.288	1.242		
26	Heat Flow (kJ/h)	-1.783e+007	-1.779e+007	-3.200e+007	-3.557e+006	-3.320e+006		
27	Name	StrippingGas	37	38	39	40		
28	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000		
29	Temperature (C)	200.0 *	30.00	30.00	200.0 *	194.6		
30	Pressure (kPa)	120.0 *	6100	6100	105.0 *	105.0		
31	Molar Flow (MMSCFD)	0.1000 *	148.6	0.2032	0.4993	0.4042		
32	Mass Flow (kg/h)	101.1	1.502e+005	182.4	3585	599.6		
33	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.2879	427.6	0.1832	3.180 *	1.246		
34	Heat Flow (kJ/h)	-3.866e+005	-6.442e+008	-2.881e+006	-1.792e+007	-2.565e+006		
35	Name	41	42	43	2a	44		
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000		
37	Temperature (C)	187.9	30.00 *	30.00 *	50.00 *	34.23		
38	Pressure (kPa)	108.0	6000 *	6000 *	6265	6275		
39	Molar Flow (MMSCFD)	0.4537	2.252e-005	148.4	0.3926	0.3926		
40	Mass Flow (kg/h)	3390	0.1684	1.500e+005	2818	2818		
41	Liquid Volume Flow (m3/h)	3.005	1.492e-004	427.3	2.500	2.500		
42	Heat Flow (kJ/h)	-1.686e+007	-907.5	-6.422e+008	-1.523e+007	-1.534e+007		
43	Name	45	25a	25b	46	47		
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0099		
45	Temperature (C)	200.0 *	200.0	200.0	139.5	164.8		
46	Pressure (kPa)	105.0 *	105.0	105.0	80.00	288.0		
47	Molar Flow (MMSCFD)	0.3926	0.4993	0.3926	0.3926	1.009		
48	Mass Flow (kg/h)	2818	3585	2818	2818	6408		
49	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.500 *	3.180	2.500 *	2.500	5.722		
50	Heat Flow (kJ/h)	-1.408e+007	-1.791e+007	-1.408e+007	-1.459e+007	-3.385e+007		
51	Name	48	49	27	29	30		
52	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.9635	0.0000	1.0000		
53	Temperature (C)	140.8	140.8 *	70.00 *	70.00	70.00		
54	Pressure (kPa)	6500 *	6300 *	98.00	98.00	98.00		
55	Molar Flow (MMSCFD)	0.3926	0.3926	0.5210	1.902e-002	0.1506		
56	Mass Flow (kg/h)	2818	2818	604.6	49.83	166.4		
57	Liquid Volume Flow (m3/h)	2.500	2.500 *	1.288	4.563e-002	0.3726		
58	Heat Flow (kJ/h)	-1.456e+007	-1.456e+007	-3.721e+006	-4.012e+005	-9.959e+005		
59	Name	31	50	51	52	53		
60	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.7594	1.0000	0.0000		
61	Temperature (C)	70.00	157.8	40.00 *	40.00	40.00		
62	Pressure (kPa)	98.00	264.6	254.6	254.6	254.6		
63	Molar Flow (MMSCFD)	0.3514	0.3514	0.3514	0.2669	8.453e-002		
64	Mass Flow (kg/h)	388.3	388.3	388.3	312.4	75.88		
65	Liquid Volume Flow (m3/h)	0.8695	0.8695	0.8695	0.7934	7.604e-002		
66	Heat Flow (kJ/h)	-2.324e+006	-2.252e+006	-2.527e+006	-1.330e+006	-1.197e+006		

**Workbook: Case (Main) (continued)**


Material Streams (continued)							Fluid Pkg:	All
Name	54	55	56	57	58			
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0009			
Temperature (C)	35.00	38.92	54.25	200.0 *	57.55			
Pressure (kPa)	6200	220.0	225.0	210.0	98.00			
Molar Flow (MMSCFD)	7.547e-002	0.2586	8.374e-002	0.2586	0.1028			
Mass Flow (kg/h)	564.1	303.6	572.9	303.6	622.7			
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.5000 *	0.7836	0.5098	0.7836	0.5554			
Heat Flow (kJ/h)	-3.033e+006	-1.232e+006	-3.130e+006	-1.125e+006	-3.532e+006			
Name	59	12	13	32	33			
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000			
Temperature (C)	57.75	57.76 *	199.9	35.00 *	200.0 *			
Pressure (kPa)	750.0 *	750.0 *	120.0	6200 *	210.0 *			
Molar Flow (MMSCFD)	0.1028	0.1028	0.3585	0.4535	0.2585 *			
Mass Flow (kg/h)	622.7	622.7	404.3	3390	303.2			
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.5554	0.5555 *	1.071	3.005	0.7830			
Heat Flow (kJ/h)	-3.531e+006	-3.531e+006	-1.510e+006	-1.823e+007	-1.123e+006			
Name	34							
Vapour Fraction	0.0000							
Temperature (C)	140.8							
Pressure (kPa)	6300 *							
Molar Flow (MMSCFD)	0.3926							
Mass Flow (kg/h)	2818							
Liquid Volume Flow (m3/h)	2.500							
Heat Flow (kJ/h)	-1.456e+007							

Compositions							Fluid Pkg:	All
Name	1	2	3	4	5			
Comp Mole Frac (CO2)	0.0267 *	0.0001	0.0267	0.0083	0.0083			
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0183 *	0.0000	0.0183	0.0001	0.0001			
Comp Mole Frac (Methane)	0.8319 *	0.0003	0.8339	0.0215	0.0215			
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0530 *	0.0001	0.0531	0.0043	0.0043			
Comp Mole Frac (Propane)	0.0366 *	0.0001	0.0367	0.0051	0.0051			
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0100 *	0.0000	0.0100	0.0020	0.0020			
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0116 *	0.0001	0.0116	0.0031	0.0031			
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0042 *	0.0000	0.0042	0.0012	0.0012			
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0028 *	0.0000	0.0028	0.0011	0.0011			
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0017 *	0.0000	0.0017	0.0011	0.0011			
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0007 *	0.0000	0.0007	0.0008	0.0008			
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002 *	0.0000	0.0002	0.0004	0.0004			
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001 *	0.0000	0.0001	0.0003	0.0003			
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			
Comp Mole Frac (H2O)	0.0022 *	0.0003	0.0000	0.1512	0.1512			
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.9990	0.0000	0.7995	0.7995			

54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68


Licensed to: Company Name Not Available

\* Specified by user.

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Dehy_DualFeed_Strip_Stahl_HEN_recyc_run-3.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Sat Aug 15 08:44:33 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**


Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
6	Name	6	7	8	9	21		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0083	0.0083	0.0029	0.0029	0.1419		
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0033		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0215	0.0215	0.0016	0.0016	0.5355		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0043	0.0043	0.0008	0.0008	0.0917		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0051	0.0051	0.0015	0.0015	0.0948		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0020	0.0020	0.0008	0.0008	0.0319		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0031	0.0031	0.0014	0.0014	0.0450		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0012	0.0012	0.0006	0.0006	0.0157		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0011	0.0011	0.0006	0.0006	0.0127		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0011	0.0011	0.0008	0.0008	0.0091		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0008	0.0008	0.0006	0.0006	0.0042		
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0004	0.0004	0.0003	0.0003	0.0014		
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0008		
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.1512	0.1512	0.1623	0.1623	0.0119		
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.7995	0.7995	0.8254	0.8254	0.0000		
28	Name	10	11	14	15	16		
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0029	0.0029	0.0001 *	0.0001	0.0001		
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000		
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0016	0.0016	0.0005 *	0.0005	0.0005		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0008	0.0008	0.0001 *	0.0001	0.0001		
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0015	0.0015	0.0001 *	0.0001	0.0001		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0008	0.0008	0.0000 *	0.0000	0.0000		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0014	0.0014	0.0001 *	0.0001	0.0001		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0006	0.0006	0.0000 *	0.0000	0.0000		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0006	0.0006	0.0000 *	0.0000	0.0000		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0008	0.0008	0.0000 *	0.0000	0.0000		
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0006	0.0006	0.0000 *	0.0000	0.0000		
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0003	0.0003	0.0000 *	0.0000	0.0000		
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0003	0.0003	0.0000 *	0.0000	0.0000		
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000		
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.1623	0.1623	0.0003 *	0.0003	0.0003		
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.8254	0.8254	0.9987 *	0.9987	0.9987		
45	Name	17	18	19	20	22		
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0338	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *		
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0118	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.8162	0.0003	0.0003	0.0005	0.0000 *		
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0562	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *		
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0398	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *		
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0115	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0150	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *		
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0052	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0041	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0034	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0018	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0006	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *		
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0002	0.0003	0.0003	0.0003	0.0083 *		
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0003	0.9990	0.9990	0.9987	0.9917 *		

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Dehy_DualFeed_Strip_Stahl_HEN_recyc_run-3.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Sat Aug 15 08:44:33 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
9	Name	23	24	25	26	28		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001 *	0.0001 *	0.0001	0.0346	0.0359		
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0117	0.0122		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0003 *	0.0005 *	0.0003	0.5415	0.5620		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001 *	0.0001 *	0.0001	0.0387	0.0402		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001 *	0.0001 *	0.0001	0.0324	0.0336		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0110	0.0114		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001 *	0.0001 *	0.0001	0.0159	0.0165		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0062	0.0065		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0055	0.0057		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0057	0.0059		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0039	0.0040		
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0018	0.0019		
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0015	0.0016		
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0003 *	0.0003 *	0.0451	0.2801	0.2627		
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9990 *	0.9987 *	0.9542	0.0096	0.0000		
28	Name	StrippingGas	37	38	39	40		
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0267 *	0.0267	0.0004	0.0001 *	0.0376		
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0183 *	0.0183	0.0000	0.0000 *	0.0151		
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.8339 *	0.8330	0.0011	0.0003 *	0.6946		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0531 *	0.0531	0.0000	0.0001 *	0.0480		
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0367 *	0.0367	0.0000	0.0001 *	0.0382		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0100 *	0.0100	0.0000	0.0000 *	0.0124		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0116 *	0.0116	0.0000	0.0001 *	0.0170		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0042 *	0.0042	0.0000	0.0000 *	0.0066		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0028 *	0.0028	0.0000	0.0000 *	0.0056		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0017 *	0.0017	0.0000	0.0000 *	0.0054		
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0007 *	0.0007	0.0000	0.0000 *	0.0035		
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002 *	0.0002	0.0000	0.0000 *	0.0016		
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001 *	0.0001	0.0000	0.0000 *	0.0012		
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000		
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	0.0008	0.9985	0.0450 *	0.0553		
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.9543 *	0.0580		
45	Name	41	42	43	2a	44		
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0000	0.0267	0.0001	0.0001		
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0183	0.0000	0.0000		
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.0005	0.0000	0.8339	0.0003	0.0003		
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0000	0.0531	0.0001	0.0001		
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0000	0.0367	0.0001	0.0001		
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0100	0.0000	0.0000		
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0000	0.0116	0.0001	0.0001		
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0042	0.0000	0.0000		
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0028	0.0000	0.0000		
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0017	0.0000	0.0000		
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000		
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000		
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000		
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0003	0.0000	0.0000	0.0451	0.0451		
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9987	1.0000	0.0000	0.9542	0.9542		

Licensed to: Company Name Not Available \* Specified by user.

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Dehy_DualFeed_Strip_Stahl_HEN_recyc_run-3.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Sat Aug 15 08:44:33 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**


Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
11	Name	45	25a	25b	46	47		
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0029	
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0003 *	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.0016	
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0008	
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0015	
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0008	
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001 *	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0014	
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006	
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006	
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0008	
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006	
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003	
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003	
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0451 *	0.0451	0.0451	0.0451	0.0451	0.1623	
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9542 *	0.9542	0.9542	0.9542	0.9542	0.8254	
28	Name	48	49	27	29	30		
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0001 *	0.0346	0.0001	0.0359		
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0117	0.0000	0.0122		
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0003	0.0003 *	0.5415	0.0001	0.5620		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0001 *	0.0387	0.0000	0.0402		
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0001 *	0.0324	0.0000	0.0336		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000 *	0.0110	0.0000	0.0114		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0001 *	0.0159	0.0000	0.0165		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000 *	0.0062	0.0000	0.0065		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000 *	0.0055	0.0000	0.0057		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000 *	0.0057	0.0000	0.0059		
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000 *	0.0039	0.0000	0.0040		
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000 *	0.0018	0.0000	0.0019		
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0000 *	0.0015	0.0000	0.0016		
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000		
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.0451	0.0451 *	0.2801	0.7382	0.2627		
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9542	0.9542 *	0.0096	0.2616	0.0000		
45	Name	31	50	51	52	53		
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0359	0.0359	0.0359	0.0473	0.0000		
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0122	0.0122	0.0122	0.0160	0.0000		
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.5620	0.5620	0.5620	0.7400	0.0000		
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0402	0.0402	0.0402	0.0529	0.0000		
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0336	0.0336	0.0336	0.0442	0.0000		
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0114	0.0114	0.0114	0.0151	0.0000		
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0165	0.0165	0.0165	0.0217	0.0000		
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0065	0.0065	0.0065	0.0085	0.0000		
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0057	0.0057	0.0057	0.0075	0.0000		
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0059	0.0059	0.0059	0.0077	0.0000		
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0040	0.0040	0.0040	0.0053	0.0000		
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0019	0.0019	0.0019	0.0025	0.0000		
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0016	0.0016	0.0016	0.0021	0.0000		
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.2627	0.2627	0.2627	0.0292	0.9999		
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Compositions (continued)							Fluid Pkg:	All
Name	54	55	56	57	58			
12	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001	0.0486	0.0006	0.0486	0.0005		
13	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0166	0.0000	0.0166	0.0000		
14	Comp Mole Frac (Methane)	0.0003	0.7634	0.0009	0.7634	0.0007		
15	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0545	0.0002	0.0545	0.0002		
16	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.0456	0.0004	0.0456	0.0003		
17	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0155	0.0002	0.0155	0.0002		
18	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0222	0.0004	0.0222	0.0004		
19	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0087	0.0002	0.0087	0.0002		
20	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0077	0.0003	0.0077	0.0002		
21	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0078	0.0005	0.0078	0.0004		
22	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0052	0.0007	0.0052	0.0006		
23	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0024	0.0006	0.0024	0.0005		
24	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0018	0.0011	0.0018	0.0009		
25	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0003	0.0000	0.0934	0.0000	0.2128		
27	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9990	0.0000	0.9004	0.0000	0.7822		
Name	59	12	13	32	33			
29	Comp Mole Frac (CO2)	0.0005	0.0005 *	0.0424	0.0001	0.0485 *		
30	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0171	0.0000	0.0166 *		
31	Comp Mole Frac (Methane)	0.0007	0.0007 *	0.7834	0.0003	0.7638 *		
32	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0002	0.0002 *	0.0541	0.0001	0.0545 *		
33	Comp Mole Frac (Propane)	0.0003	0.0003 *	0.0430	0.0001	0.0455 *		
34	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0002	0.0002 *	0.0139	0.0000	0.0155 *		
35	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0004	0.0004 *	0.0192	0.0001	0.0222 *		
36	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0002	0.0002 *	0.0075	0.0000	0.0087 *		
37	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0002	0.0002 *	0.0063	0.0000	0.0076 *		
38	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0004	0.0005 *	0.0061	0.0000	0.0078 *		
39	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0006	0.0006 *	0.0039	0.0000	0.0052 *		
40	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0005	0.0005 *	0.0018	0.0000	0.0024 *		
41	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0009	0.0009 *	0.0013	0.0000	0.0018 *		
42	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *		
43	Comp Mole Frac (H2O)	0.2128	0.2132 *	0.0000	0.0003	0.0000 *		
44	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.7822	0.7817 *	0.0000	0.9990	0.0000 *		
Name	34							
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0001						
47	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000						
48	Comp Mole Frac (Methane)	0.0003						
49	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001						
50	Comp Mole Frac (Propane)	0.0001						
51	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000						
52	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001						
53	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000						
54	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000						
55	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000						
56	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000						
57	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000						
58	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000						
59	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000						
60	Comp Mole Frac (H2O)	0.0451						
61	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.9542						

**Energy Streams**

Energy Streams						Fluid Pkg:	All
Name	Q-105	Q-101	Q-102	Q-103	Q-104		
65	Heat Flow (kJ/h)	2.683e+004	8.541e+005	-3.276e+005	-1.043e+005	2.392e+004	
Name	Q-106	Q-107	Q-108	Q-109	Q-110		
67	Heat Flow (kJ/h)	1.634e+005	7.211e+004	2.752e+005	1.075e+005	630.0	

1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Dehy_DualFeed_Strip_Stahl_HEN_recyc_run-3.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Sat Aug 15 08:44:33 2020
4		
5		

## Workbook: Case (Main) (continued)

### Energy Streams (continued)


Fluid Pkg: All

11	Name	Q-100				
12	Heat Flow	(kJ/h)	4.255e+005			

### Unit Ops

15	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
16	TEG Contactor	Absorber	2	4	No	2500 *
17			37	3		
18			2a			
19	T-103	Absorber	39	41	No	2500 *
20			13	40		
21	T-104	Absorber	54	56	No	2500 *
22			52	55		
23	VLV-100	Valve	4	5	No	500.0 *
24	VLV-101	Valve	8	9	No	500.0 *
25	VLV-102	Valve	47	11	No	500.0 *
26	VLV-103	Valve	48	34	No	500.0 *
27	Flash Drum	Separator	7	8	No	500.0 *
28			12	21		
29	TEG Accumulator	Separator	20	18	No	500.0 *
30				17		
31	V-100	Separator	1	38	No	500.0 *
32				37		
33	V-101	Separator	27	29	No	500.0 *
34				28		
35	V-102	Separator	51	53	No	500.0 *
36				52		
37	HE-3	Heat Exchanger	9	10	No	500.0 *
38			14	15		
39	HE-2	Heat Exchanger	6	7	No	500.0 *
40			24	16		
41	HE-4	Heat Exchanger	10	47	No	500.0 *
42			45	46		
43	HE-5	Heat Exchanger	49	44	No	500.0 *
44			5	6		
45	RCY-1	Recycle	41	14	No	3500 *
46	RCY-2	Recycle	18	23	No	3500 *
47	RCY-3	Recycle	15	24	No	3500 *
48	RCY-7	Recycle	25a	39	No	3500 *
49	RCY-8	Recycle	25b	45	No	3500 *
50	RCY-9	Recycle	34	49	No	3500 *
51	RCY-4	Recycle	59	12	No	3500 *
52	RCY-5	Recycle	57	33	No	3500 *
53	P-100	Pump	23	19	No	500.0 *
54			Q-105			
55	P-101	Pump	46	48	No	500.0 *
56			Q-104			
57	P-102	Pump	58	59	No	500.0 *
58			Q-110			
59	MIX-100	Mixer	16	20	No	500.0 *
60			22			
61	MIX-101	Mixer	56	58	No	500.0 *
62			29			
63	MIX-102	Mixer	StrippingGas	13	No	500.0 *
64			33			
65	T-100	Reboiled Absorber	11	25	No	2500 *
66			40	26		
67			Q-101			
68	X-100	Component Splitter	3	42	No	500.0 *



1	 PSE Lab, Dept of Chem Eng, ITS Kampus ITS Sukolilo Surabaya 60111	Case Name: Tesis_Dehy_DualFeed_Strip_Stahl_HEN_recyc_run-3.hsc
2		Unit Set: NewUser2
3		Date/Time: Sat Aug 15 08:44:33 2020
4		
5		

**Workbook: Case (Main) (continued)**

**Unit Ops (continued)**

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
X-100	Component Splitter	Q-102	43	No	500.0 *
SPRDSHT-1	Spreadsheet			No	500.0 *
Glycol Loss	Spreadsheet			No	500.0 *
Stripping Gas Calc	Spreadsheet			No	500.0 *
E-100	Cooler	44	2a	No	500.0 *
			Q-103		
E-101	Cooler	26	27	No	500.0 *
			Q-106		
E-102	Cooler	50	51	No	500.0 *
			Q-108		
E-104	Cooler	19	32	No	500.0 *
			Q-100		
TEE-100	Tee	25	25a	No	500.0 *
			25b		
TEE-101	Tee	28	30	No	500.0 *
			31		
TEE-102	Tee	32	54	No	500.0 *
			2		
K-100	Compressor	31	50	No	500.0 *
		Q-107			
E-103	Heater	55	57	No	500.0 *
		Q-109			

34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

## BIOGRAFI PENULIS



Adhi Kurniawan dilahirkan di Denpasar tanggal 10 Mei 1976. Setelah menyelesaikan pendidikan S1 di Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya pada tahun 2000, Adhi mengawali karir di bidang Engineering di PT. Tripatra Engineers & Constructors perusahaan nasional yang bergerak di bidang Engineering, Procurement dan Construction sebagai Process Engineer. Di tahun 2004, Adhi menjadi Process Engineer di perusahaan minyak dan gas multinasional ConocoPhillips Indonesia. Selanjutnya di tahun 2007, Adhi berpindah ke Hess Indonesia Pangkah Limited sebagai Senior Process Engineer hingga akhirnya menjadi Facilities Engineering Supervisor. Pada tahun 2014, Adhi bergabung dengan Saka Indonesia Pangkah Limited sebagai Facilities Engineering Manager. Kemudian, pada akhir tahun 2017, Adhi menerima penugasan baru sebagai Operation Subject Matter Expert. Di awal tahun 2019, Adhi memulai studi pascasarjana di Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya dan menekuni bidang Process System Engineering. Selama menempuh studi magisternya, Adhi telah menjadi penulis pendamping pada satu artikel ilmiah yang diterbitkan di jurnal Engineering Report pada bulan Maret 2020, dengan judul *“Technical and economic evaluation of triethylene glycol regeneration process using flash gas as stripping gas in a domestic natural gas dehydration unit”*. Selain itu, Adhi juga menjadi penulis pertama pada paper yang dipresentasikan pada 6th International Seminar on Science and Technology yang diadakan oleh MMT-ITS Surabaya pada 25 Juli 2020. Pada seminar ini, paper yang berjudul *“Heat Exchanger Network Optimization in a Natural Gas Dehydration Unit”* mendapatkan penghargaan sebagai “Best Paper Award 2020”.