

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 TURBOEXPANDER

2.1.1 Expander

Fungsi utama dari peralatan ekspansi *cryogenic* adalah untuk mengurangi suhu gas yang sedang diekspansi untuk menyediakan kebutuhan akan pendingin. Ekspansi fluida untuk menghasilkan pendinginan dapat dibedakan dengan jelas menjadi dua bagian:

- 1) Dalam Joule-Thomson *valve* dimana tidak ada kerja dihasilkan, dan
- 2) Pada *expander* dimana kerja mekanis dihasilkan.

Sebuah *expander* merupakan alat mekanik untuk merubah sebagian energi dari sebuah aliran proses menjadi suatu kerja mekanis yang berguna, sehingga menghasilkan penurunan pada suhu dan tekanan fluida proses. Ada dua daerah aplikasi untuk pengembalian daya *expander* dan pendinginan. Dalam pengembalian daya, tujuannya adalah untuk menghasilkan energi listrik dari panas buangan (*waste heat*), sedangkan dalam pendinginan atau pencairan tujuannya adalah untuk mendinginkan fluida proses, dan kerja yang dihasilkan merupakan kepentingan sekunder.

Prinsip kerja dari *expander* itu sendiri yaitu meningkatkan dan menurunkan volume dalam suatu siklus perubahan yang berkesinambungan. Pada awal proses peningkatan volume, uap dipindahkan ke sebuah ruangan, menghasilkan tenaga kemudian dikirim keluar melalui jaringan mesin. Pada beberapa hal uap dihentikan dan ditinggalkan untuk memperbesar volume uap tersebut dan tetap menghasilkan tenaga yang dikirim ke output namun dalam jumlah yang semakin sedikit seiring dengan turunnya tekanan selama perluasan. Pada akhir perluasan, *expander* berada dalam perluasan maksimal. Dalam hal ini katup pengeluaran terbuka kemudian uap keluar dari *expander*. Selanjutnya siklus *expander* menurunkan volume uap lalu uap keluar ke pembuangan. Dalam hal ini

pembuangan ditutup dan sisa uap yang terperangkap diperkecil volumenya ke ruangan yang tak kontaminasi.

2.1.2 Expander Turbo (Turboexpander)

Expander turbo telah menggantikan *expander reciprocating* dalam pemasangan daya tinggi begitu juga dengan pencair helium kapasitas kecil. Expander lebih dipilih dibandingkan peralatan kriogenik yang lain karena kemampuannya untuk mengembunkan *etana* dan hidrokarbon-hidrokarbon berat lainnya. Expander biasanya memiliki berat dan biaya yang lebih kecil dan juga membutuhkan ruang dan operator yang lebih sedikit. Beberapa expander turbo telah beroperasi selama lima tahun tanpa kegagalan.

Fungsi utama dari expander turbo adalah menyediakan ekspansi dari sebuah gas dengan pemulihan dari kerja yang dihasilkan. Kebanyakan desain dari turbo expander adalah *bearing gas* dan *centripetal radial inflow*. Sebuah batang penyambung *brake compressor wheel* pada ujung sisi hangat dengan roda turbin pada ujung sisi dingin. *Brake compressor wheel* mengontrol kecepatan putar batang dengan sirkuit dayanya. Sirkuit daya terdiri atas sebuah *throttle valve* dan sebuah *heat exchanger*. Sistem daya ini mengambil kerja dari gas dalam expander dan memindahkan energi ini sebagai panas dalam sebuah *heat sink*. *Bearing radial* memiliki tiga bantalan miring yang di desain secara aerodinamis yang menjaga lapisan pelumas gas antara bantalan dan batangan.

Expander turbo dapat diklasifikasikan sebagai aksial maupun radial. Expander dengan aliran aksial memiliki jenis pisau impulse atau reaksi sangat cocok untuk *expander multistage* karena mereka memberikan jalur aliran yang lebih mudah dari satu stage ke stage yang lainnya. Lain halnya dengan expander turbo radial, expander ini memiliki regangan yang lebih rendah pada kecepatan yang diberikan, hal ini membuat expander bekerja pada kecepatan tinggi. Efisiensi yang lebih tinggi dengan kebutuhan energi yang lebih rendah dapat dihasilkan oleh expander ini.

Ketika mengoperasikan Turboexpander, beberapa wilayah atau area perlu diperhatikan. Debu atau partikel-partikel padat dalam aliran gas dapat

menyebabkan erosi pada expander. Ketika mengoperasikan expander pada kecepatan sebesar 200 m/s, resonansi frekuensi dapat terjadi sehingga dapat meretakkan rotor. Biasanya, pabrikan akan melaporkan mode frekuensi terendah yang merupakan *four-node rim* atau *vibrasi saddle*. Masalah lain mengikut sertakan sebagian aliran yang terkondensasi, yang dapat menyebabkan erosi pada rotor. Dalam kondisi operasi normal, tidak lebih dari 15-20 % berat dari gas diperbolehkan untuk terkondensasi ketika melewati expander turbo jika ingin meminimalisasi kerusakan. Kelebihan yang dimiliki Turboexpander ini adalah efisiensi yang lebih tinggi, konstruksi yang sederhana, membutuhkan sedikit tenaga operasional dan harganya cukup murah. Adapun kelemahan dari Turbo expander ini yaitu kotoran atau partikel yang padat dalam aliran gas dapat menyebabkan erosi dalam expander.

2.1.3 Joule_Thompson Cycle

Joule-Thomson valve (JT valve) sering juga disebut sebagai *expansion valve*. Valve-valve ini merupakan komponen yang cukup penting dalam kebanyakan sistem pendinginan. Alat ini biasa disebut sebagai *Joule thomson valve*. *Joule thomson valve* merupakan alat yang berfungsi sebagai pengekspansi tekanan pada start up awal. Prinsip kerja dari JT valve adalah dengan menjepit *flow rate* yang masuk pada start up awal. Dengan menjepit *flow rate*, maka tekanan akan secara perlahan turun dan suhu akan ikut turun, kapasitas pengkspansian JT valve 50 % dibandingkan Turboexpander Penggunaan JT valve dilakukan pada saat start up awal. Ketika suhu yang diinginkan sudah tercapai, maka JT valve akan ditutup dan *flow rate* akan di arahkan menuju Turboexpander.

JT valve ini, selain telah digunakan secara luas untuk proses pendinginan juga telah menawarkan suatu alternatif yang menarik sebagai pengganti expander turbo untuk aplikasi recovery hidrokarbon ringan skala kecil. Dalam Joule-Thomson plant, expander dihilangkan, tapi untuk memperoleh level recovery yang sama seperti pada plant expander turbo, kompresornya harus dinaikkan skalanya terlebih dahulu (*scaled up*). Keuntungan lain dari JT valve selain kesederhanaannya secara keseluruhan dalam pengoperasiannya adalah

kemampuannya untuk beroperasi dibawah masukkan laju alir gas dengan rentang yang lebih luas dan beragam.

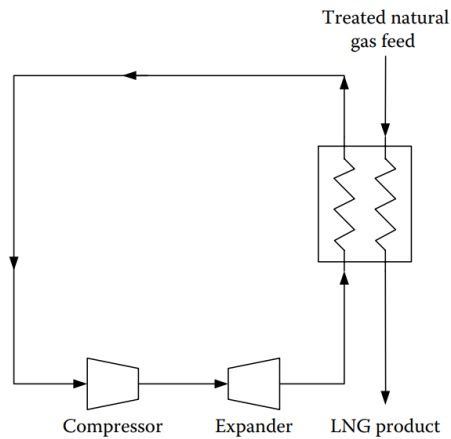
2.1.4 Expander Cycle

Pemuaian gas bertekanan tinggi ke tekanan yang lebih rendah dengan cara yang dapat dibalik atau hampir dapat dibalik memberikan dua perbaikan yang berbeda dari ekspansi Joule-Thomson. Pertama, dalam proses *reversible* ekspansi, sebagian besar pekerjaan yang diperlukan untuk memampatkan gas bisa dipulihkan dan digunakan di tempat lain dalam siklus. Properti ini memberikan peningkatan efisiensi siklus. Kedua, proses *reversibel* akan menghasilkan pendinginan yang jauh lebih besar. Beberapa opsi tersedia untuk pemilihan expander untuk penggunaan LNG, baik dalam jenis expander dan dalam siklus dasar itu sendiri. Expander pada dasarnya adalah kompresor dengan aliran terbalik, seperti halnya kompresor terjadi perpindahan positif dan dinamis. Adapun proses expander cycle antara lain:

2.1.5 Close Cycle

Dalam siklus expander tertutup, fluida yang diekspansi bukanlah fluida yang akan dicairkan expander hanya bertindak sebagai sumber pendinginan eksternal, mirip dengan pendinginan *propana*. Misalnya, dalam produksi LNG, *nitrogen* dapat digunakan dalam sistem expander tertutup untuk mencairkan gas alam. *Nitrogen* terkompresi diekspansi, dan gas dingin kemudian digunakan untuk mendinginkan dan mencairkan aliran gas. Skema sederhana dari siklus tertutup ditunjukkan pada Gambar 2.1.

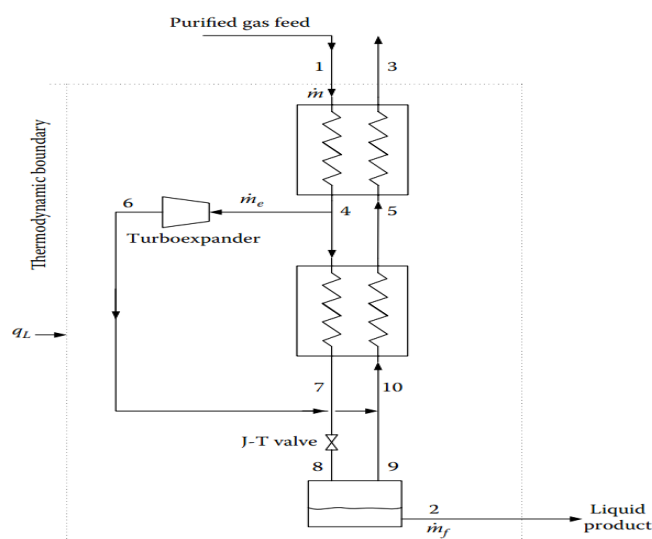




Gambar 2. 1 Poses pencairan siklus tertutup expander

2.1.4.2 Open Cycle

Siklus expander terbuka menggunakan gas yang dicairkan sebagai fluida yang mengembang dan memiliki keunggulan dibandingkan siklus tertutup karena tidak terlalu rumit. Siklus expander dasar ditunjukkan pada Gambar 2.2. Dalam contoh ini, aliran gas buang dingin dari expander hanya digunakan sebagai sumber pendinginan, dan tekanan tinggi gas dicairkan saat mengembang melalui katup Joule-Thomson. Hukum pertama dari termodinamika untuk sistem aliran kondisi-mapan yang diterapkan pada dua penukar panas, expander, dan penerima cairan (Kidnay & Parrish, 2006)



Gambar 2. 2 Poses pencairan siklus terbuka expander.

2.1.2 Parameter Desain Proses dan pengelolaan Turboexpander

Komponen utama dalam gas alam adalah *metana* (CH_4) merupakan molekul hidrokarbon rantai terpendek dan teringan. Gas alam mengandung molekul-molekul hidrokarbon yang lebih berat seperti *etana* (C_2H_6), *propana* (C_3H_8), dan *butana* (C_4H_{10}), selain juga gas-gas yang mengandung *sulfur* (belerang), *nitrogen*, *helium*, *karbon dioksida* (CO_2), *hidrogen sulfida* (H_2S), air (H_2O) dan merkuri. Pada proses kilang Ekstraksi sumber gas berasal dari feed gas dengan nilai kandungan komposisi ditunjukkan pada tabel 2.1. Kemudian gas NGL yang terproses pada *cryogenic* sistem komposisi nilai kandungan berubah sesuai pada tabel 2.2. Dari hasil keluaran proses *cryogenic* sistem pada lean gas molekul hidrokarbon yang terproses diperoleh nilai komposisi sesuai tabel 2.3.

Tabel 2. 1 Kandungan Feed Gas PT Extraction Plant PT. Perta-Samtan Gas

Komponen	Komposisi (mol%)
<i>C6 group</i>	0.4824
<i>Propane</i>	2.9562
<i>Isobutane</i>	0.5539
<i>n-butane</i>	0.7026
<i>Isopentane</i>	0.2995
<i>n-pentane</i>	0.1298
<i>carbon dioxide</i>	3.3540
<i>Ethane</i>	4.6658
<i>Nitrogen</i>	1.2148
<i>Methane</i>	85.6410

Tabel 2. 2 Kandungan NGL Extraction Plant PT. Perta-Samtan Gas

Komponen	Komposisi (mol%)
<i>C6 group</i>	91.817
<i>Ethane</i>	0.1964
<i>Propane</i>	562.094
<i>Isobutane</i>	114.965
<i>n-butane</i>	143.328
<i>Isopentane</i>	60.047

Tabel 2. 3 Kandungan Lean Gas Extraction Plant PT. Perta-Samtan Gas

Komponen	Komposisi (mol%)
<i>C6 group</i>	0.0052
<i>Propane</i>	0.1689
<i>Isobutane</i>	0.0000
<i>n-butane</i>	0.0000
<i>Isopentane</i>	0.0000
<i>n-pentane</i>	0.0000
<i>carbon dioxide</i>	3.7267
<i>Ethane</i>	4.8593
<i>Nitrogen</i>	1.1988
<i>Methane</i>	90.0410

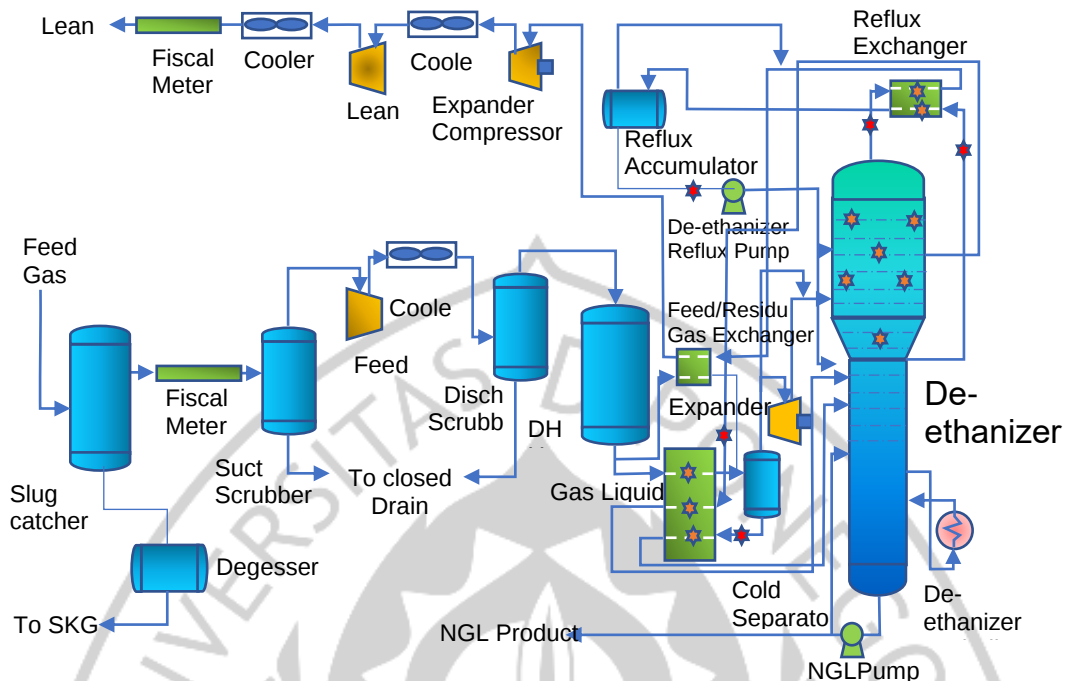
Feed gas Extraction Plant PT. Perta-Samtan Gas berasal dari Benuang (*Pipeline 28"*) dan Musi Blok (Musi Barat dan Musi Timur) (*Pipeline 20"*), yang dialirkan menuju stasiun kompresor Gas 10 (SKG 10). *Feed gas* masuk pertama kali kedalam *slug catcher* untuk memisahkan *feed gas* dari kondensat dan air. *Bottom* dari *slug catcher* dialirkan ke *degasser vessel* untuk dikembalikan lagi ke SKG X, sedangkan *top* dari *slug catcher* akan masuk ke dalam *feed gas suction scrubber* untuk proses selanjutnya. Pada SKG X terdapat flow meter yang berfungsi untuk mengukur jumlah *flow rate* yang masuk ke *Extraction Plant*. Flow meter ini juga menjadi acuan untuk pembayaran jumlah *feed gas* yang dibeli oleh pabrik.

Total *feed* yang masuk dari kedua sumber tersebut sebesar 250 MMSCFD dengan kandungan gas C₁ - C₆₊₊. Sebesar 20 MMSCFD diproses menjadi NGL kemudian dikirim menuju (*Fractionation Plant*) untuk diproses menjadi LPG, 4.47 MMSCFD digunakan untuk GEG (*Gas Engine Generator*), *feed and lean gas compressor*, dan *heater*, sedangkan 225.53 MMSCFD dikirim kembali ke Cambai (*pipeline 20"*) dan Pagardewa (*pipeline 28"*). *Feed gas* yang masuk akan di ekstraksi untuk memisahkan kandungan hidrokarbon C₁, C₂ dan C₆₊₊ untuk

mendapatkan NGL dengan kualitas terbaik. *Feed gas* yang berasal dari pipeline 20" dan pipeline 28" akan dialirkan menuju unit *facilities*, dimana terjadi pemisahan awal antara kandungan gas dengan *impurities* dengan menggunakan *equipment: slug catcher, degasser vessel, feed gas suction scrubber, feed gas compressor, feed gas discharge cooler*. Pada proses *dehydration unit* terjadi pemisahan kembali antara gas dengan *impurities* dan kandungan air dengan *equipment: dust filter, dehydration unit, regeneration gas compressor, regeneration gas heater, regeneration gas cooler, regeneration knock out drum*.

Cryogenic sistem merupakan proses dimana gas yang telah terbebas dari *impurities* akan di pisahkan berdasarkan perbedaan titik didih dari masing-masing hidrokarbon untuk menghasilkan produk (NGL) yang akan dikirim menuju *Fractionation Plant* di Sungai Gerong untuk diproses menjadi LPG. *Equipment* yang bekerja pada proses ini yaitu, *feed residu gas exchanger, gas liquid exchanger, cold separator, Turboexpander, de-ethanizer column, reboiler*, dan *reflux exchanger* proses detail terdapat pada gambar 2.3.

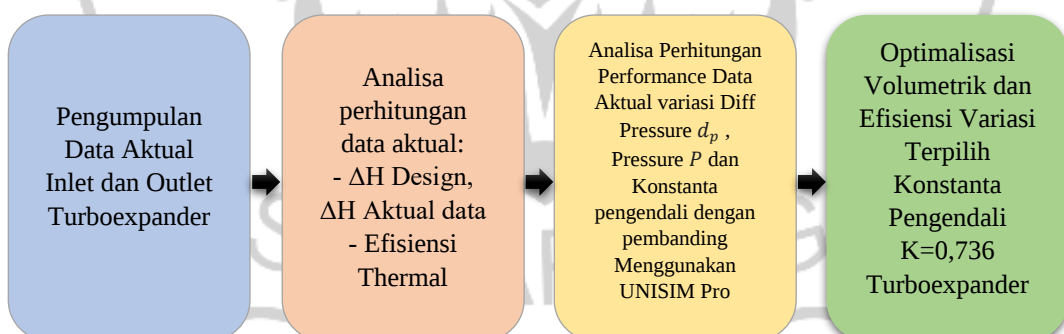
Lean gas compression unit merupakan tahap terakhir dari proses ekstraksi gas, hasil samping dari proses ini berupa lean gas, peralatan yang bekerja pada tahap akhir ini yaitu, *expander compressor, expander compressor discharge cooler, lean gas compressor, dan lean compressor discharge cooler*. Lean gas hasil dari pemisahan di kolom destilasi akan masuk kedalam *feed residu gas exchanger* untuk dinaikkan tekanannya didalam *expander compressor*. *Expander compressor* ini mengambil energi pemulihan dari Turboexpander.



Gambar 2. 3 Diagram Alur Proses Extraction Plant PT. Perta-Samtan Gas.

2.2 PLANT EFISIENSI THERMAL

Proses alur analisa efisiensi proses plant meliputi analisa data desain gas inlet terdiri dari tekanan, suhu dan komposisi gas proses serta sampling point pengambilan data di area Inlet *Turboexpander* diperjelas sesuai dengan gambar pada DCS sistem pada Gambar 2.4. Berikut diagram proses analisa pengelolaan data



Gambar 2. 4 Diagram Proses Analisa Efisiensi Proses Plant

2.2.1 Perhitungan Cp/R Pada Inlet Design dan Outlet Turboexpander

Dalam melakukan perhitungan efisiensi dari pelepasan panas pada proses yang terjadi dalam *Turboexpander*, dibutuhkan data dari kapasitas panas senyawa untuk digunakan dalam mencari Cp atau kapasitas kalor spesifik yang nantinya akan digunakan untuk perhitungan. Berikut adalah tabel 2.4 menunjukkan kapasitas panas gas dan langkah perhitungan mencari efisiensi menggunakan data design dan juga data aktual yang akan dilanjutkan dengan perhitungan mencari entalpi (H) menggunakan data desain. Untuk perhitungan dibawah adalah perhitungan berdasarkan data desain (Yaws, 1995b).

Tabel 2. 4 Kapasitas Panas (Yaws, 1995b)

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$						$(C_p\text{-joule/(mol K), } T\text{-K})$			
No.	Formula	Substance	A	B	C	D	E	$T_{\min}$	$T_{\max}$
1	$C_2H_3Cl_3$	1,1,1-Trichloroethane	18.674	3.3443E-01	-3.4963E-04	1.8764E-07	-4.0744E-11	100	1500
2	$C_2H_3Cl_3$	1,1,2-Trichloroethane	28.881	2.4893E-01	-1.7639E-04	5.2632E-08	-3.5668E-12	200	1500
3	$C_2H_4Cl_2$	1,1-Dichloroethane	15.730	2.6124E-01	-2.1489E-04	9.5761E-08	-1.8004E-11	200	1500
4	$C_2H_4Cl_2$	1,2-Dichloroethane	37.275	1.4362E-01	1.0378E-05	-7.8305E-08	2.8872E-11	200	1500
5	C_4H_6	1,3-Butadiene	18.835	2.0473E-01	6.2485E-05	-1.7148E-07	6.0858E-11	100	1500
6	$C_4H_8O_2$	1,4-Dioxane	-46.223	5.7263E-01	-3.8800E-04	1.1392E-07	-9.0669E-12	298	1500
7	$C_4H_{10}O$	1-Butanol (<i>n</i> -Butanol)	8.157	4.1032E-01	-2.2645E-04	6.0372E-08	-6.2802E-12	200	2980
8	C_4H_8	1-Butene	24.915	2.0648E-01	5.9828E-05	-1.4166E-07	4.7053E-11	200	1500
9	$C_{10}H_{20}$	1-Decene	121.553	2.0974E-01	7.8760E-04	-8.6982E-07	2.6033E-10	150	1500
10	C_9H_{10}	1-Nonane (<i>n</i> -Nonane)	29.687	6.6821E-01	-9.6492E-05	-2.0014E-07	8.2200E-11	200	1500
11	C_8H_{16}	1-Octene	56.266	4.0665E-01	1.5805E-04	-3.2277E-07	1.0600E-10	200	1500
12	C_3H_8O	1-Propanol (<i>n</i> -Propanol)	31.507	2.3082E-01	-7.8983E-05	6.3696E-09	8.6908E-13	100	2980
13	C_2H_4O	Acetaldehyde	34.140	4.0020E-02	1.5634E-04	-1.6445E-07	4.7248E-11	100	1500
14	$C_2H_4O_2$	Acetic acid	34.850	3.7626E-02	2.8311E-04	-3.0767E-07	9.2646E-11	50	1500
15	$C_4H_6O_3$	Acetic anhydride	9.500	3.4425E-01	-8.6736E-05	-7.6769E-08	3.6721E-11	200	1500

Setelah mendapatkan data kapasitas panas dari tiap senyawa yang dibutuhkan, maka akan dilakukan perhitungan untuk mencari entalpi (H) dari data dan parameter inlet terlebih dahulu. Langkah pertama adalah menghitung Cp/R dari tiap senyawa yang ada menggunakan rumus persamaan (2.1-2.2) (Yaws, 1995a) sebagai berikut:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2.1)$$

$$\frac{C_p}{R} = \frac{A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4}{8.314} \quad (2.2)$$

Dengan :

C_p = Kapasitas Panas (J/Mol K)

$R = \text{Gas Konstanta } (J \text{ Mol}^{-1} K^{-1})$

$T = \text{Temperture Desain } (Deg K)$

Pada perhitungan CP/R outlet yang membedakan formula perhitungan dikalikan suhu keluaran pada Turboexpander (T_{Out})

2.2.2 Perhitungan Inlet (H) Desain dan outlet (H) Turboexpander

Setelah melakukan perhitungan mencari Cp/R pada persamaan 2.2, maka selanjutnya dilakukan perhitungan untuk mencari total nilai dari Cp/R yang dikalikan dengan fraksi pada tiap senyawanya (komposisi gas) selanjutnya dilakukan perhitungan untuk mendapatkan entalpi (H) menggunakan persamaan (2.3) dari inlet Turboexpander dengan rumus termodinamika (Yaws, 1995a) sebagai berikut:

$$H = \sum x_i \frac{C_p}{R} \times T_{in} \times R \quad (2.3)$$

Dengan :

$H = \text{entalpi } (J/Mol)$ $T_{in} = \text{Temperture Desain } (Deg K)$

$X_i = \text{komp Mol Senyawa inlet } (\%)$ $R = \text{Gas Konstan } (J \text{ Mol}^{-1} K^{-1})$

Pada sisi Outlet Turboexpander terdapat dua fasa pada alirannya, yaitu fasa gas dan fasa liquid. Pada perhitungan fasa gas (H_{vapor}) X_i komposisi mol senyawa outlet pada gambar 2.4 untuk mengetahui kandungan fasa yang tercipta, selanjutnya nilai suhu yang digunakan adalah suhu outlet Turboexpander.

simulasi expander.usc - UniSim Design R390.1 - [2]

File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help

Environment: Case (Main)
Mode: Steady State

Worksheet

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
Methane	0.834747	0.879428	0.071787
Ethane	0.056672	0.053264	0.114860
Propane	0.034739	0.015557	0.362266
n-Butane	0.008271	0.000576	0.139669
i-Butane	0.006440	0.000842	0.102026
i-Pentane	0.003252	0.000048	0.057958
n-Hexane	0.004912	0.000005	0.088711
CO2	0.034276	0.035152	0.019313
Nitrogen	0.014281	0.015108	0.000149
n-Pentane	0.002411	0.000019	0.043261
n-Heptane	0.000000	0.000000	0.000000
Total	1.00000		

Edit... Edit Properties... Basis...

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

File D:\Kuliah\Undip 2023\Semester 2\Proposal tesis\simulasi expander.usc was successfully read in.

Gambar 2. 5 Komposisi Mol senyawa Outlet Xi

Kemudian untuk fasa Liquid Cp atau kapasitas kalor spesifik dibagi lagi menjadi 2 equation berdasarkan komposisi mol senyawa outlet pada tabel 2.4 menggunakan persamaan (2.4-2.5) (Çengel et al., 2019) yaitu:

Equation 1:

$$C_{p\text{Liquid}} = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3 + C_5 T^4 \quad (2.4)$$

Equation 2:

$$C_{p\text{Liquid}} = \frac{C_1^2}{t} + C_2 - 2C_1 C_3 t - C_1 C_4 t^2 - \frac{C_3^2 t^3}{3} - \frac{C_3 C_4 t^4}{2} - \frac{C_4^2 t^5}{5} \quad (2.5)$$

Selanjutnya pada fase Liquid untuk mendapatkan H_{liquid} dengan menggunakan rumus yang berasal termodinamika persamaan (2.6-2.7) (Çengel et al., 2019) sebagai berikut :

$$C_{p\text{Liquid}} = (\sum x_i C_p)_{\text{EQN2}} + (\sum x_i C_p)_{\text{EQN1}} \quad (2.6)$$

$$H_{\text{Liquid}} = C_{p\text{Liquid}} \times T_{\text{out}} \quad (2.7)$$

Dengan :

$$H_{Liquid} = \text{entalpi} \left(\frac{J}{Mol} \right)$$

$$T_{out} = \text{Temperture Out (Deg K)}$$

$$X_i = \text{komposisi Mol Senyawa inlet (\%)}$$

2.2.3 Perhitungan ΔH Desain dan Efisiensi η

Setelah mendapatkan tiga data utama (H inlet, H outlet vapor, dan H outlet liquid) maka bisa dihitung ΔH nya untuk mendapatkan nilai perpindahan panas atau entalpi (H) keseluruhan, dengan cara menggunakan rumus termodinamika persamaan 2.8 dibawah:

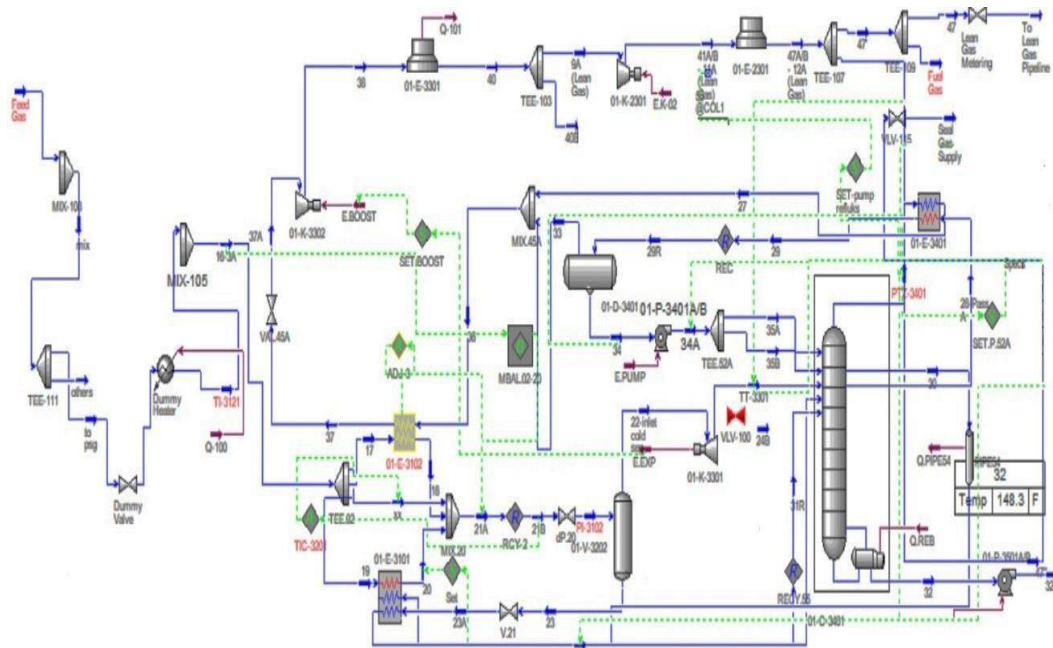
$$\Delta H = (H_{Vapor} + H_{Liquid}) - H \quad (2.8)$$

Dengan didapatkannya hasil perhitungan dalam mencari ΔH Aktual dan juga ΔH desain, maka perhitungan efisiensi η pada persamaan 2.9 bisa didapatkan dan dihitung menggunakan rumus sebagai berikut:

$$\eta = \frac{\Delta H_{aktual}}{\Delta H_{desain}} \quad (2.9)$$

2.3 PEMODELAN UNISIM DESIGN

Unisim Design merupakan suatu program kebutuhan simulasi desain proses digunakan untuk industri pembangkit listrik, industri kimia, industri pengolahan minyak dan gas serta plant sejenis yang memiliki analisa proses yang kompleks. Modeling simulasi virtual yang dapat melakukan perhitungan energi terproses pada gambar 2.5 dapat melakukan perhitungan material serta perhitungan optimal desain proses untuk kinerja dan efisiensi yang lebih baik. *Unisim Design* berdasarkan pada *heat* dan *mass balance* sesuai standar teraplikasi dalam software (Jones, 2013).



Gambar 2. 6 Proses Diagram Software Unisim Design.

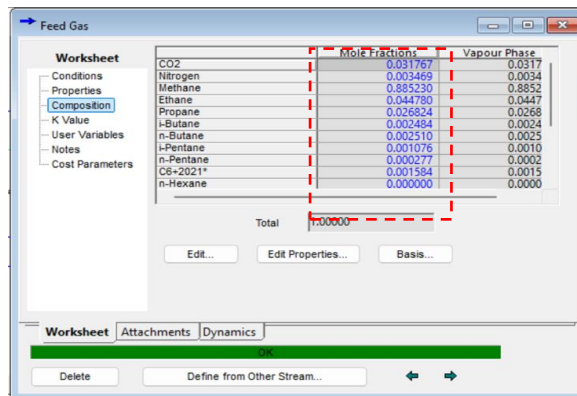
Perhitungan volumetrik dilakukan untuk mengetahui dan mendapatkan maksimum volumetrik menggunakan pada pemodelan unisim design, dengan ketentuan dan tahapan sebagai berikut:

- a. Proses data 1, input data *flow rate* pada *line Feed Gas* sesuai dengan data real pada *worksheet > condition*.

Feed Gas	
Stream Name	Feed Gas
Vapour / Phase Fraction [Mol. Basis]	1.0000
Temperature [F]	119.7
Pressure [psig]	760.0
Molar Flow [MMSCFD(60F)]	178.8
Mass Flow [tonne/d]	4010
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	7.563e+004
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.725e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36.98
Heat Flow [Btu/hr]	-7.315e+008
Liq Vol Flow @ Std Cond [barrel/day]	< empty >
Fluid Package	Basis-1
Phase Option	Multiphase

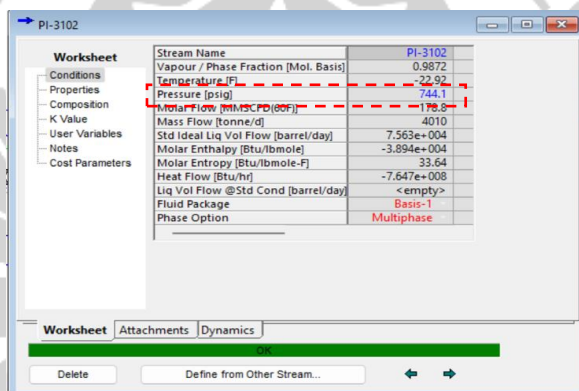
Gambar 2. 7 Input data nilai flow rate

- b. Pada input komposisi data pada *worksheet feed gas > Composition* masukan nilai fraksi mol pada masing-masing komposisi.



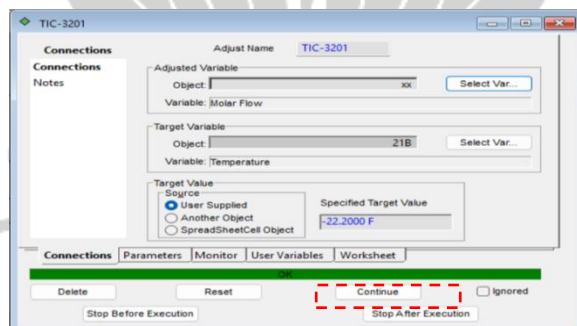
Gambar 2. 8 Input data komposisi feed gas

- c. Input data tekanan pada tag proses data pada *worksheet pressure (psig)* sesuai dengan nilai tekanan pada data



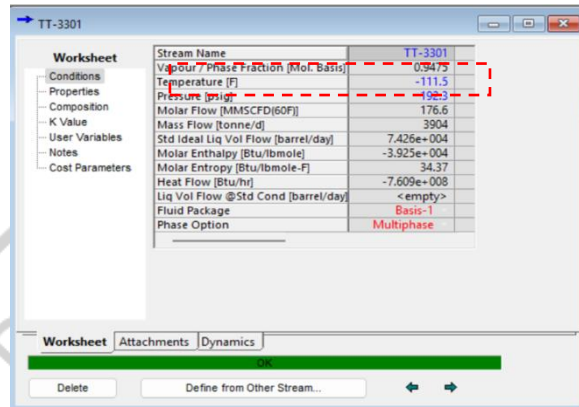
Gambar 2. 9 Input data nilai pressure inlet

- d. Untuk data Input suhu inlet *Turboexpander* masukan nilai temperature pada tag data 1 worksheet > Temperature Deg F.



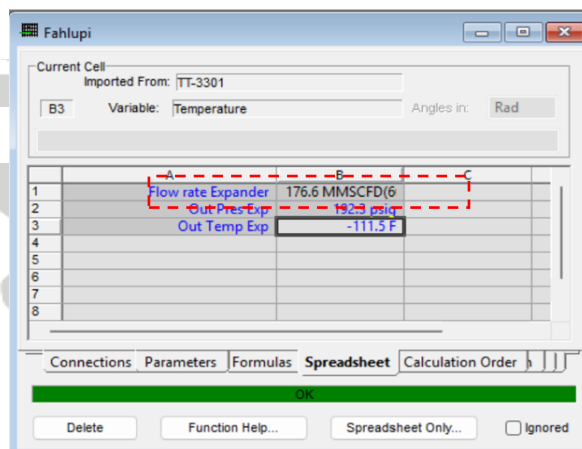
Gambar 2. 10 Input data inlet temperature

- e. Pada data keluaran *Turboexpander* berupa suhu, tekanan, masukan nilai input pada tag pada *worksheet Temperature*



Gambar 2. 10 Input data outlet pressure dan temperature

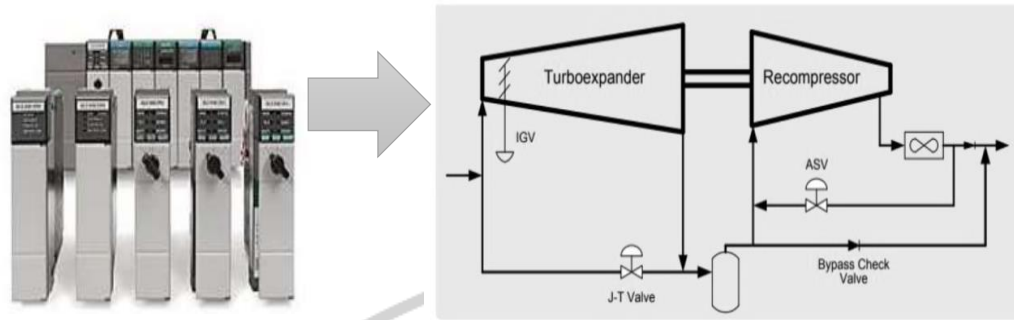
- f. Hasil keluaran *flow rate Turboexpander* berupa *current cell* hasil terdapat pada *worksheet > Flow rete Expander*



Gambar 2. 11 Worksheet Output Flow rate Turboexpander

2.4 VOLUMETRIK FLOW RATE TURBOEXPANDER

Analisa perhitungan Volumetrik flow rate terdapat pada sistem kontrol yang digunakan pada *Turboexpander* terpisah oleh sistem kontrol utama, dimana *Indication*, *Control*, *Permissive* dan *interlock* berdiri sendiri. Sistem kontrol *Turboexpander* menggunakan *Allen Bradley PLC* dan untuk aplikasi sistem software menggunakan *RS Logic 5000* seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.4.



Gambar 2. 12 Proses Controller Unit Turboexpander

i

Turboexpander nantinya akan digunakan sebagai variasi penentuan terhadap optimalisasi pada sistem Turboexpander pada persamaan (2.1-2.3) (Turbo Expander 735, Installation, Operation and Maintenance, 2011) sebagai berikut:

$$Q_p = 13,383 K \sqrt{\frac{d_p Z T_{1R}}{(P_1 + 14,7) mw}} \quad (2.10)$$

$$\% Des \frac{Q}{N} = \frac{\left(\frac{Q_p}{N_p}\right)}{\left(\frac{Q_{des}}{N_{des}}\right)} \quad (2.11)$$

Dengan:

Q_p = Volumetrik Flowrate (ACFM)

K = Flow Element Konstan

d_p = Flow dP Pressure (psid)

Z = Compressibility

T = Comp. Inlet Temp (Deg R)

Q_p = Desain comp flow

P_1 = Kompresor Inlet Pressure (psig) N_p = Mechine speed (RPM)

mw = Molucular weight $\left(\frac{lb}{lbmol}\right)$

Q_{des} = Desain comp flow

N_{des} = Desain Comp speed (RPM)