



UNIVERSITAS INDONESIA

**PENGHEMATAN ENERGI PADA PRODUKSI GAS SINTESA
MENGUNAKAN *CHEMICAL LOOPING REFORMING***

SKRIPSI

**EDYOS WYNDU SALEPPANG KILA
0606043080**

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
DEPOK
DESEMBER 2008**



UNIVERSITAS INDONESIA

**PENGHEMATAN ENERGI PADA PRODUKSI GAS SINTESA
MENGUNAKAN *CHEMICAL LOOPING REFORMING***

SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik

**EDYOS WYNDU SALEPPANG KILA
0606043080**

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
DEPOK
DESEMBER 2008**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

**Skripsi ini adalah hasil karya saya sendiri,
Dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk
telah saya nyatakan dengan benar**

Nama : Edyos Wyndu Saleppang Kila

NPM : 0606043080

Tanda Tangan : 

Tanggal : 5 Januari 2009

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :
Nama : Edyos Wyndu Saleppang Kila
NPM : 0606043080
Program Studi : Teknik Kimia
Judul Skripsi :

Penghematan Energi Pada Produksi Gas Sintesa Menggunakan *Chemical Looping Reforming*

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Ir. Dijan Supramono, Msc

()

Penguji : Prof. Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA (

)

Penguji : Ir. Mahmud Sudibandriyo, MSc., PhD

()

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 5 Januari 2009

KATA PENGANTAR

Puji syukur saya panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya, saya dapat menyelesaikan skripsi ini. Penulisan skripsi ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik Departemen Teknik Kimia pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Saya menyadari bahwa, tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan skripsi ini, sangatlah sulit bagi saya untuk menyelesaikan skripsi ini. Oleh karena itu, saya mengucapkan terima kasih kepada:

1. Prof. Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA selaku ketua Departemen Teknik Kimia yang membantu selama kuliah di Departemen Teknik Kimia;
2. Ir. Dijan Supramono, MSc selaku dosen pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga, dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan skripsi ini;
3. Orang tua dan saudara saya yang telah memberikan doa dan dukungan moral;
4. Pihak PT Chevron Indonesia Company, tempat saya bekerja yang telah membantu dalam usaha memperoleh data yang saya perlukan;
5. Ellen, Santi, Amelia, Eka, Deni, Budi, Doni, Beni, Sigit, sahabat-sahabatku tersayang yang selalu membantu dan memberikan semangat dalam belajar;
6. Apung, Purnama, Atika, Silvi, teman-teman satu bimbingan yang membantu membuat laporan;
7. Ronald, Tri, Sanny, teman-teman ekstensi angkatan 2006 dan 2005 yang membantu selama masa perkuliahan;
8. Pihak-pihak lain yang tidak bisa disebutkan satu persatu.

Akhir kata, saya berharap Tuhan Yang Maha Esa berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga skripsi ini membawa manfaat bagi pengembangan ilmu dan pengetahuan.

Depok, 5 Januari 2009

Penulis

**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI
TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

Sebagai sivitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Edyos Wyndu Saleppang Kila
NPM : 0606043080
Program Studi : Teknik Kimia
Departemen : Teknik Kimia
Fakultas : Teknik
Jenis Karya : Skripsi

demikian demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Noneksklusif (*Non-exclusive Royalty-Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul:

**PENGHEMATAN ENERGI PADA PRODUKSI GAS SINTESA
MENGUNAKAN *CHEMICAL LOOPING REFORMING***

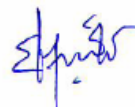
beserta perangkat yang ada. Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan mempublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok

Pada tanggal : 5 Januari 2009

Yang menyatakan



(Edyos Wyndu Saleppang Kila)

ABSTRAK

Nama : Edyos Wyndu Saleppang Kila
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Penghematan energi pada produksi gas sintesa menggunakan
Chemical looping reforming

Pada proses kimia yang sesuai, CH_4 dapat diolah menjadi *syngas* yang terdiri atas Hidrogen (H_2) dan Carbon Monoksida (CO) yang bermanfaat pada beberapa proses produksi kimia seperti pembuatan metanol dan pembuatan Amonia sebagai bahan dasar dalam produksi pupuk. Salah satu pengolahan gas sintesa saat ini adalah metode konvensional pada oksidasi parsial namun proses ini menggunakan *Air Separation Unit (ASU)* sehingga membutuhkan energi besar dan biaya tinggi. Untuk mengurangi penggunaan biaya tersebut, maka dibutuhkan alternatif lain untuk meningkatkan efisiensi pemakaian energi. Salah satu penggunaan teknologi yang dikembangkan saat ini adalah ***Chemical Looping Reforming (CLR)*** yaitu pengolahan gas alam dengan cara *methane reforming* untuk menghasilkan *syngas* menggunakan *Looper Metal Okxide* (oksida logam) sebagai *oxygen carrier*, misalnya CaO , Fe_2O_3 , NiO , BaO , CuO , Al_2O_3 dan lain-lain. Oleh karena itu, penelitian ini dilakukan untuk melihat pengaruh penggunaan energi pada produksi *syngas* secara *konvensional* dan CLR, sehingga akan didapat hasil berupa energi yang optimal pada produksi *syngas*.

Kata kunci: *Air Separation Unit, Chemical Looping Reforming, Oxygen carrier*

ABSTRACT

Name : Edyos Wyndu Saleppang Kila
Study Program : Chemical Engineering
Tittle : Thrift of energy at synthetic gas production use chemical looping
reforming

At appropriate chemical process, CH_4 can be processed to become *syngas* which consist of Hydrogen (H_2) and of Carbon Monoxide (CO) worthwhile at some chemical production process like making of methanol and making of elementary Amonia upon which in fertilizer production. One of the processing of synthetis gas in this time is conventional method at partial oxidation but this process use *Air Separation Unit (ASU)* so that require big energy and high cost. To lessen usage of expense, hence required by other alternative to increase efficiency usage of energy. One of the usage of developed technology in this time is ***Chemical Looping Reforming (CLR)*** that is processing of natural gas by methane reforming to yield *syngas* use *Looper of Metal Oxide* as oxygen carrier, such as CaO , Fe_2O_3 , NiO , BaO , CuO , Al_2O_3 and others. Therefore, this research is done to see influence of usage of energi at *syngas* production in *conventional* and CLR, so that will be got result of in the form of optimal energy at production of *syngas*.

Key words: *Air Separation Unit, Chemical Looping Reforming, Oxygen carrier*

DAFTAR ISI

Halaman

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
KATA PENGANTAR	iv
LEMBAR PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH	v
ABSTRAK	vi
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL	x
BAB 1. PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Rumusan Masalah	3
1.3. Tujuan Penelitian	3
1.4. Batasan Penelitian	3
1.5. Sistematika Penelitian	4
BAB 2. TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1. <i>Syngas</i> (Gas sintesa)	5
2.1.1. Pengenalan Gas sintesa	5
2.1.2. Reaksi Pembentukan Gas Sintesa	5
2.2. <i>Partial Oxidation</i> Metode Konvensional	7
2.2.1. <i>Air Separation Unit (ASU)</i>	7
2.2.2. <i>Sistem Refrigerasi</i>	10
2.3. <i>Partial Oxidation</i> Metode <i>Chemical Looping Reforming</i>	12
2.3.1. <i>Chemical Looping Combustion (CLC)</i>	12
2.3.2. <i>Chemical Looping Reforming</i>	14
2.4. Analisa Termodinamika	15
2.4.1. Efek Awal Rasio CH_4/O_2 Dan Temperatur	16
2.4.2. Efek tekanan	17
2.4.3. Hasil dari hidrokarbon lain	18
2.4.4. Reaksi termodinamika	18
2.5. Analisa Termodinamika Untuk Oksida Logam dan Logam	19
2.6. Simulasi Kinetika	22
2.7. Analisa Produk Gas Sintesa Maksimum	24
2.8. Spesifikasi Umpan dan Udara	25
BAB 3. METODOLOGI PENELITIAN	26
3.1. Sekilas Tentang Penelitian	26
3.2. Langkah-langkah Penelitian Secara Garis besar	27

BAB 4. URAIAN PROSES	29
4.1. Produksi Gas Sintesa Secara Konvensional	29
4.1.1. <i>Air separation unit (ASU)</i>	29
4.1.2. Tahap oksidasi parsial	30
4.2. Produksi Gas Sintesa secara <i>Chemical Looping Reforming</i>	32
BAB 5. HASIL DAN PEMBAHASAN	34
5.1. Pemilihan Kondisi Operasi Produksi Gas Sintesa	34
5.2. Kondisi Operasi secara Konvensional	34
5.3. Kondisi Operasi secara <i>Chemical Looping Reforming</i>	38
5.4. Perbandingan antara Metode Konvensional dan CLR	41
5.4.1. Neraca massa	41
5.4.2. Perbandingan spesifikasi	43
5.4.3. Perbandingan energi	44
BAB 5. KESIMPULAN	50
DAFTAR PUSTAKA	51
LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1. Proses diagram alir pada <i>Air Separation Unit</i>	8
Gambar 2.2. Siklus dan Diagram T-S Refrijerasi Kompresi Uap.....	10
Gambar 2.3. Konsep dan reaksi sistematis pada proses <i>chemical looping combustion</i>	13
Gambar 2.4. Konsep dan reaksi sistematis pada proses <i>chemical looping reforming</i>	14
Gambar 2.5. Hasil kesetimbangan termodinamika	16
Gambar 2.6. Efek tekanan total pada produk H ₂ sebagai fungsi temperatur	17
Gambar 2.7. Kesetimbangan komposisi gas untuk oksidasi parsial pada 1 atm	19
Gambar 2.8. Komposisi Kesetimbangan untuk temperatur dan perbandingan potensial oksidasi yang berbeda pada tekanan atmosfer	21
Gambar 2.9. Efek tekanan pada potensial oksidasi = 1	21
Gambar 2.10. Perbandingan data termodinamika dan hasil simulasi kinetik antara hasil produk yang normal dan rasio O ₂ /CH ₄ pada 1773 K dan 1 atm, laju alir massa reaktan = 0,04 g cm ⁻² s ⁻¹	23
Gambar 2.11. Perbandingan data termodinamika dan hasil simulasi kinetik antara hasil produk yang normal dan rasio O ₂ /CH ₄ pada 1473 K dan 1 atm, laju alir massa reaktan = 0,0004 g cm ⁻² s ⁻¹	24
Gambar 4.1. Bagan Diagram Alir secara Konvensional	31
Gambar 4.2. Proses Diagram Alir secara Konvensional	31
Gambar 4.3. Bagan Diagram Alir <i>Chemical Looping Reforming</i>	33
Gambar 4.4. Proses Diagram Alir <i>Chemical Looping Reforming</i>	33
Gambar 5.1. Sistem refrigerasi untuk mendinginkan udara	35

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 2.1. Batas Temperatur Berbagai Jenis Refrigeran	12
Tabel 2.2. Karakteristik Gas Umpan	25
Tabel 2.3. Karakteristik Udara	25
Tabel 5.1. Perbandingan umpan awal antara metode konvensional dan <i>chemical looping reforming</i>	34
Tabel 5.2. Hasil pada kolom distilasi	36
Tabel 5.3. Perbandingan umpan, udara dan produk gas sintesa secara konvensional	37
Tabel 5.4. Perbandingan umpan, udara dan produk gas sintesa secara <i>chemical looping reforming</i>	38
Tabel 5.5. Neraca massa pada metode konvensional	41
Tabel 5.6. Neraca massa pada metode <i>chemical looping reforming</i>	42
Tabel 5.7. Perbandingan spesifikasi	43
Tabel 5.8. Biaya bahan bakar pada metode konvensional dan <i>chemical looping reforming</i>	46
Tabel 5.9. Biaya air pada <i>reboiler</i> di kolom destilasi	47
Tabel 5.10. Biaya air pada reaktor di kedua metode	47
Tabel 5.11. Biaya pada kompresor	48
Tabel 5.12. Total biaya pada konvensional dan <i>chemical looping reforming</i>	48

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

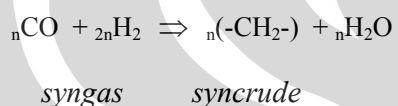
Cadangan sumber daya alam hidrokarbon Indonesia cukup besar sekitar 4500 MB (Million Barel) dimana sisa cadangan dan produksi tahunan menunjukkan penurunan untuk minyak dan kenaikan untuk gas setelah pemerintah memperlakukan harga BBM pada harga pasar dunia^[3]. Kenaikan harga minyak mentah semenjak tahun 2002 dari US \$ 26/bbl menjadi sekitar US \$ 60/bbl pada awal tahun 2006 bahkan sekitar US \$ 120 pada awal tahun 2008 telah ikut membebani Indonesia. Kondisi eksternal yang berkembang nampaknya mendorong kenaikan harga dapat berlanjut sehingga berakibat rawannya penyediaan cadangan hidrokarbon. Pada situasi seperti ini pemanfaatan sumber daya alam hidrokarbon yang tersisa secara optimal bukan lagi sebagai wacana, tetapi sudah harus jelas kebijaksanaan pengembangannya. Strategis pemanfaatan ditetapkan dalam tahapan yang jelas serta realistis dan sesuai dengan lokasi sumber daya alam hidrokarbon dan lingkungannya di Indonesia. Penggunaan energi terus meningkat dan peningkatan ini diperkirakan terus berlanjut sampai abad mendatang. Secara umum konservasi dan peningkatan efisiensi akan mampu mengurangi rata-rata kenaikan pemakaian energi, tetapi pengaruhnya tidak cukup besar untuk menstabilkan tingkat pemakaian saat ini^[4].

Minyak mentah adalah suatu sumber daya yang tidak bisa diperbaharui dimana cadangan minyak mentah akan terus berkurang sehingga akan terjadi penurunan penggunaan energi untuk mendukung masa depan pada proses industri. Sebaliknya, cadangan gas alam baru secara terus menerus ditemukan pada suatu lapisan didalam perut bumi. Unsur gas alam yang utama adalah gas metana (CH_4) yang berharga berdasarkan pada *heating value* (nilai pemanasan). Pada proses kimia yang sesuai, CH_4 dapat diolah menjadi *syngas* yang terdiri atas Hidrogen (H_2) dan Carbon Monoksida (CO) yang bermanfaat pada beberapa proses produksi kimia seperti pembuatan metanol dan pembuatan amonia sebagai bahan dasar dalam produksi pupuk dimana proses produksi *syngas* telah berlangsung selama 70 tahun.

Proses *methane reforming* untuk memproduksi *syngas* (Hydrogen dan Carbonmonoksida) umumnya dapat melalui tiga cara yaitu :



Oksidasi parsial CH_4 adalah suatu proses eksotermik dan secara teoritis memproduksi *synthetic-gas* dengan rasio $\text{H}_2/\text{CO} = 2$ seperti yang diinginkan pada proses *downstream* misalnya proses *Fischer-Tropsch*^[19]. Reaksi pada Fischer-Tropsch adalah:



Terlihat bahwa reaksi Fischer-Tropsch dapat menghasilkan hidrokarbon dengan panjang rantai yang bervariasi dengan mereaksikan campuran CO dan H_2 dengan rasio $\text{H}_2/\text{CO} = 2$ sehingga proses Fischer-Tropsch ini sangat penting untuk membuat hidrokarbon dari gas sintesa^[16]. Oleh sebab itu penggunaan oksidasi parsial sangat dibutuhkan saat ini. Dalam oksidasi parsial ini membutuhkan oksigen yang akan bereaksi dengan gas metana untuk menghasilkan gas sintesa dengan rasio $\text{H}_2:\text{CO} = 2:1$ dimana oksigen yang digunakan berasal dari udara yang mengandung $\text{N}_2 = 79\%$ dan $\text{O}_2 = 21\%$. Karena oksigen yang digunakan harus murni maka untuk memisahkan oksigen dari nitrogen diperlukan alat pemisahan udara yang dinamakan *Air Separation Unit (ASU)*^[18]. Proses yang digunakan dalam ASU adalah *Cryogenic distillation*, yaitu metode pemisahan yang terjadi pada temperatur rendah (dibawah -150°C) dimana udara dipisahkan pada kolom distilasi dengan kondisi temperatur sekitar -190°C dan tekanan tertentu, sehingga O_2 dan N_2 dapat dipisahkan^[10]. Karena kondisi operasi sangat dingin dimana udara terlebih dahulu didinginkan hingga sekitar -190°C maka perlu suatu sistem pendinginan (*refrigeration*) sehingga membutuhkan pendingin (*refrigerant*). Oksidasi parsial dengan metode konvensional seperti di atas sangat mahal karena membutuhkan *Air Separation Unit (ASU)* untuk mendapatkan oksigen murni dan sistem *refrigeration* untuk mendinginkan udara hingga -190°C . Untuk mengurangi penggunaan biaya tersebut,

maka dibutuhkan alternatif lain untuk meningkatkan efisiensi pemakaian energi. Salah satu penggunaan teknologi yang dikembangkan saat ini adalah **Chemical Looping Reforming (CLR)** yaitu pengolahan gas alam dengan cara *methane reforming* untuk menghasilkan *syngas* menggunakan *Looper Metal Okxide* (oksida logam) sebagai *oxygen carrier*, misalnya CaO, Fe₂O₃, NiO, BaO, CuO, Al₂O₃ dan lain-lain. Kontribusi yang sekarang melaporkan studi termodinamika dan kinetika dari oksidasi parsial CH₄ untuk memproduksi *synthetic-gas* misalnya efek awal rasio CH₄/O₂, temperatur dan tekanan operasi pada produk dan komposisi melalui pengujian Energi bebas Gibbs minimum^[18].

1.2. Rumusan Masalah

Walaupun penelitian ini belum pernah dilakukan sebelumnya di Indonesia, tetapi jurnal-jurnal mengenai *Chemical Looping Reforming (CLR)* sudah di publikasikan dalam seminar-seminar ilmiah di seluruh dunia, namun belum ada penelitian khusus yang membahas mengenai perbedaan dan optimalisasi penggunaan energi pada produksi *syngas* secara konvensional dan *Chemical Looping Reforming (CLR)*. Oleh karena itu, penelitian ini dilakukan untuk melihat pengaruh penggunaan energi pada produksi *syngas* secara konvensional dan CLR, sehingga akan didapat hasil berupa energi yang optimal pada produksi *syngas*.

1.3. Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk melihat perbedaan penggunaan energi pada produksi *syngas* secara konvensional dan secara *Chemical Looping Reforming (CLR)* dengan mendalami dan mempelajari kondisi yang terjadi melalui persamaan reaksi, sifat kinetika dan termodinamika maupun kondisi operasi sehingga optimalisasi dan efisiensi pemakaian energi dapat dicapai.

1.4. Batasan Penelitian

Batasan – batasan yang diberlakukan pada penelitian ini adalah :

1. Teknologi konvensional yang digunakan adalah *partial oxidation*
2. Reaksi yang digunakan pada *chemical looping reforming* adalah *partial oxidation* yaitu antara *Methane* (CH₄) dan oksigen (O₂) murni dimana oksigen ini berasal dari reduksi oksida logam dan kondisi reaksi bersifat *eksotermik*.

3. Pembentukan oksida logam menjadi logam dan sebaliknya berlangsung secara terus menerus (*continue system*) dimana oksida logam bertindak sebagai *oxigen carrier*.
4. Potensial Rasio antara oksida logam yang masuk dan oksida logam terkonversi = 1 sehingga *metal oxide input = metal oxide conversion*.

1.5. Sistematika Penulisan

Adapun sistematika yang digunakan dalam tugas seminar ini dapat diuraikan sebagai berikut :

BAB 1 PENDAHULUAN

Bagian ini memuat latar belakang masalah, rumusan masalah, tujuan masalah, batasan masalah, dan sistematika penulisan.

BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

Bagian ini berisikan dasar – dasar teori yang mendukung penelitian diantaranya mengenai pengetahuan umum *chemical looping reforming (CLR)*, sifat kinetika dan termodinamika pada produksi *syngas*, reaksi yang terjadi, dan peralatan yang digunakan pada produksi *syngas*.

BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

Bagian ini memuat metode penelitian, skema penelitian dan rincian penelitian.

BAB 4 URAIAN PROSES

Bagian ini berisi uraian proses pada produksi gas sintesa menggunakan metode konvensional dan *chemical looping reforming* serta peralatan yang digunakan

BAB 5 HASIL DAN PEMBAHASAN

Bagian ini memuat penjelasan akan hasil penelitian dan pembahasannya.

BAB 6 KESIMPULAN

Bagian ini memuat kesimpulan dari penelitian.

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 *Syngas* (Gas Sintesa)

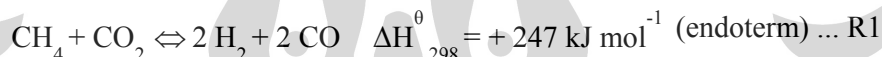
2.1.1 Pengenalan Gas Sintesa

Syngas (gas sintesa) merupakan campuran karbon monooksida (CO) dan hidrogen (H₂) yang dapat diproduksi dengan berbagai cara. Gas sintesa merupakan produk antara yang sangat reaktif yang dihasilkan dari proses pengolahan gas alam, kemudian dari gas sintesa ini dapat dibuat produk yang bermanfaat misalnya Amonia (NH₃) sebagai bahan baku pembuatan pupuk. Produksi gas sintesa dapat dibuat dari gas alam (CH₄) yang direaksikan dengan air pada temperatur tinggi atau pembakaran gas alam dengan oksigen (parsial oksidasi).

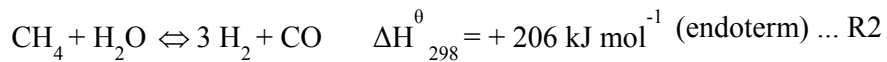
2.1.2 Reaksi Pembentukan Gas Sintesa

Proses pembentukan gas sintesa (*syngas*) yang berasal dari *methane reforming* umumnya dapat melalui tiga cara yaitu:^[18]

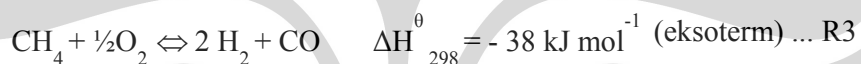
a. Dry (CO₂) Reforming:



Carbon dioxide (CO₂) reforming lebih endotermis dari proses *steam reforming* dan merupakan salah satu alternatif pada *methane reforming* yang pantas dipertimbangkan akhir-akhir ini karena mempunyai beberapa keuntungan diantaranya dapat menurunkan rasio H₂/CO = 1, penggunaan kembali CO₂ sehingga dapat mengurangi efek rumah kaca, dan sebagai penyimpan energi (*energy storage/ transmission*). Juga dapat menggunakan energi yang dapat diperbaharui seperti energi matahari untuk mengontrol reaksi endotermik yang dihasilkan. Salah satu kelemahan yang ditemui pada *CO₂ reforming* adalah katalis menjadi tidak aktif (*deactivation of the catalysts*) terutama yang berkaitan dengan pembentukan komposit Carbon.

b. Steam Reforming :

Teknologi konvensional untuk memproduksi *synthetic-gas* (syngas) dari gas alam adalah *steam reforming*. Walaupun *steam reforming* secara terus menerus dikembangkan dengan cara: pengembangan katalisator, kondisi operasi dan perpindahan panas untuk mencapai hasil yang lebih baik tetapi suatu kelemahan dari proses *steam reforming ini adalah* kebutuhan energi yang cukup besar. Disamping itu rasio produk $\text{H}_2/\text{CO} = 3$ pada *steam reforming*, biasanya terlalu tinggi untuk proses *downstream* seperti pada proses *Fischer-Tropsch*. Tetapi keuntungan dari *steam reforming* adalah dapat menghasilkan gas sintesa bermutu tinggi, pengaruh pembentukan Carbon lebih sedikit dibandingkan metode lain, dan tidak memerlukan separator oksigen.

c. Partial oxidation :

Tidak sama dengan dua reaksi endoterm di atas, parsial oksidasi CH_4 adalah suatu proses eksotermik dan secara teoritis memproduksi *synthetic-gas* dengan rasio $\text{CO}/\text{H}_2 = 2$ seperti yang diinginkan pada proses *downstream* misalnya proses *Fischer-Tropsch*. Beberapa penelitian terhadap analisa ekonomi pada *methane reforming* dengan cara oksidasi parsial mengindikasikan bahwa energi diperlukan adalah 10-15% lebih sedikit dan modal investasi bisa dikurangi sampai 25-30%. Di samping itu, proses ini dapat juga dikombinasikan dengan *steam reforming* atau CO_2 reforming untuk mencapai suatu produk rasio CO/H_2 yang diinginkan. Oleh karena itu, oksidasi parsial CH_4 menarik untuk ditingkatkan pada dunia akademis dan industri. Kondisi operasi optimum pada *methane reforming* dengan cara oksidasi parsial direkomendasikan pada rasio $\text{CH}_4/\text{O}_2 = 0.5$, suhu = 1200 K dan tekanan = 1 atm. Selama ini *partial oxidation* dilakukan dengan cara konvensional tapi saat ini telah dikembangkan suatu teknologi baru yaitu *Chemical Looping Reforming (CLR)*.

2.2. *Partial Oxidation Metode Konvensional*

Metode konvensional menggunakan oksigen murni yang berasal dari proses pemurnian udara. Karena udara mengandung sebagian besar N₂ sekitar 79% dan oksigen sekitar 21% sehingga untuk memisahkan oksigen dari nitrogen diperlukan alat pemisahan udara yang dinamakan *Air Separation Unit (ASU)*. Oksigen murni yang berasal dari ASU ini yang kemudian direaksikan dengan gas alam pada sebuah reaktor untuk menghasilkan gas sintesa. Oksigen murni dibutuhkan agar rasio CH₄/O₂ = 2, jika rasio CH₄/O₂ tidak sama dengan 2 maka akan terjadi pembentukan karbon sehingga akan menurunkan selektifitas produk gas sintesa. Hal ini disebabkan karena O₂ yang tidak murni (konsentrasi O₂ berkurang) maka reaksi pembakaran oleh O₂ menjadi tidak sempurna atau dengan kata lain suhu pembakaran menjadi turun karena kurangnya O₂ sehingga metana yang seharusnya bereaksi dengan O₂ akan terurai menjadi Carbon karena temperatur menjadi berkurang dan O₂ yang digunakan tidak mencukupi^[16]. Pembentukan Carbon ini berasal dari reaksi: ^[16]



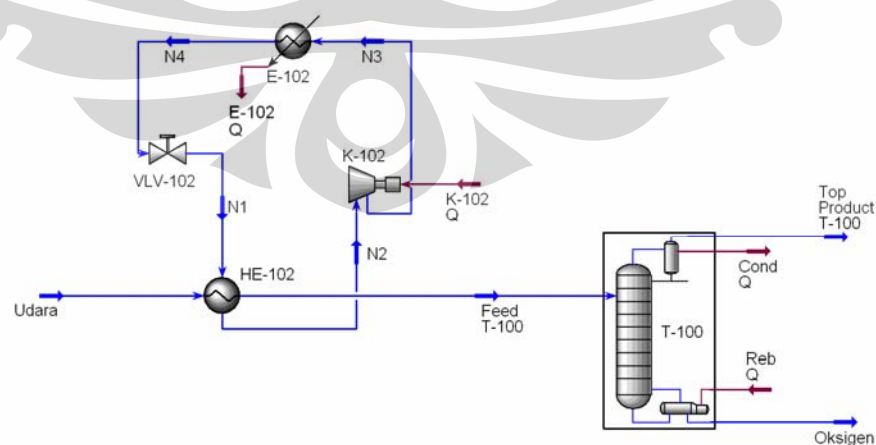
Pada metode konvensional ini terjadi siklus refrigerasi pada ASU antara udara sebagai umpan dan gas nitrogen sebagai *refrigerant*.

2.2.1. *Air Separation Unit (ASU)*

Plant ini menghasilkan gas Nitrogen (N₂) dan Oksigen (O₂). Unit ini membutuhkan bahan baku udara yang mengandung 21% O₂, 78 % N₂ dan 1% gas lainnya. Dan proses yang digunakan adalah *Cryogenic distillation*, yaitu metode pemisahan yang terjadi pada temperatur rendah (dibawah -150⁰C) dimana udara dipisahkan pada kolom distilasi dengan kondisi temperatur sekitar -180⁰C dan tekanan tertentu, sehingga O₂ dan N₂ dapat dipisahkan^[10]. *Air separation unit* terdiri dari beberapa unit proses yaitu proses kompresi, proses pendinginan dan proses pemisahan. Kenapa selalu ada dua unit tersebut diawal pemisahan? Pertama, secara termodinamika peningkatan tekanan akan meningkatkan temperatur seperti persamaan gas ideal berikut:

$$PV = nRT \quad \text{dimana } P = \text{tekanan dan } T = \text{temperatur}$$

Tampak jelas bahwa tekanan sebanding dengan temperatur. Dengan meningkatnya tekanan maka temperatur didih dari material akan meningkat juga. Saat tekanan tinggi maka pada temperatur yang tidak terlalu rendah atau lebih tinggi dari titik didih normalnya udara telah mencair. Sehingga lebih mudah untuk memisahkan komponen yang diinginkan. Kedua, peningkatan tekanan terbatas oleh kondisi dari fluida dan alat (kompresor) dimana fluida memiliki titik kritis. Apabila kondisi kritis dari fluida itu telah melewati maka sifat dari fluida tersebut akan berubah sama sekali. Misalkan fluida tersebut adalah oksigen yang memiliki titik kritis pada temperatur $-118,6^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 50,43 bar, diatas kondisi tersebut oksigen akan memiliki sifat yang berbeda. Peningkatan tekanan ini akan meningkatkan temperatur, peningkatan temperatur yang terlalu tinggi tidak diharapkan karena ada bahaya kebakaran atau ada bahaya kegagalan dalam operasi. Kegagalan operasi ini disebabkan karena adanya keterbatasan dari peralatan, misalnya kompresor dimana salah satu titik lemah di kompresor adalah sistem pelumasan. Sistem pelumasan pada kompresor tekanan tinggi bisanya menggunakan fluida bertekanan. Fluida yang digunakan biasanya adalah dari jenis hidrokarbon, hidrokarbon ini tidak bisa bekerja dalam temperatur tinggi. Banyak pabrik pemisahan udara menggunakan metode yang berdasarkan pada *linde's double distillation column process*^[11]. Diagram alir pada ASU dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar 2.1. Proses diagram alir pada *Air Separation Unit*

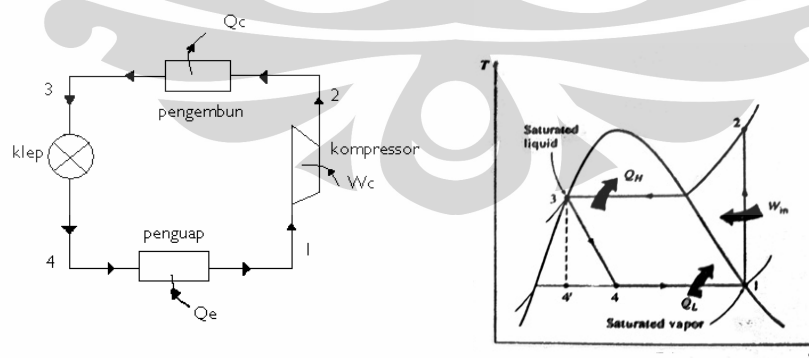
Proses ini memiliki satu kolom distilasi untuk memisahkan gas-gas yang diinginkan seperti nitrogen, oksigen, argon, dan sebagainya. Kolom distilasi yang digunakan adalah kolom distilasi yang beroperasi pada tekanan 1 -2 atm. Pada unit ini menggunakan kompresor untuk menaikkan tekanan *refrigerant* pada siklus refrigerasi. Udara yang berada pada tekanan atmosfer dan temperatur 27°C akan didinginkan hingga -194°C dengan refrigeran nitrogen agar udara berada dalam bentuk liquid sehingga lebih mudah untuk dipisahkan dalam kolom distilasi. Temperatur udara -194°C masih berada di atas titik didih nitrogen (-196°C) dan titik didih oksigen (-183°C). Udara yang telah didinginkan akan masuk sebagai umpan pada kolom distilasi. Dalam kolom distilasi akan terjadi pemisahan oksigen dari nitrogen dimana *top product* mengandung sebagian besar nitrogen dalam bentuk uap. Sedangkan oksigen murni (99,99%) akan keluar sebagai produk bawah dalam bentuk liquid.

Proses pemisahan di kolom distilasi tergantung pada perbedaan titik didih komponen, juga tergantung pada konsentrasi campuran yang ada karena komposisi yang berbeda akan memberikan titik didih yang berbeda. Proses distilasi juga tergantung pada tekanan uap dari campuran cairan. Setiap komponen murni memiliki tekanan uap pada temperatur tertentu. Berat molekul yang rendah maka tekanan uap komponen akan meningkat. Tekanan uap adalah tekanan campuran pada saat cairan dan uapnya berada pada kesetimbangan pada temperatur tertentu. Kolom distilasi dirancang khusus agar dapat memisahkan dua komponen atau lebih berdasarkan perbedaan titik didihnya yang dilengkapi berbagai perlengkapan yang diperlukan dan mempunyai bagian rektifikasi (*enriching*) dan bagian *stripping*. Tray umpan (*feed tray*) dan tray di bawah umpan merupakan bagian *stripping* dan tray di atas umpan merupakan bagian *enriching*. Umpan yang masuk ke kolom distilasi dengan laju tertentu akan mengalir sampai di dasar kolom dengan ketinggian tertentu. Cairan mengalir dengan gaya gravitasi ke dalam reboiler, di reboiler cairan akan diuapkan dengan pemanasan uap sehingga dihasilkan uap yang akan mengalir ke atas sepanjang kolom dan dipertahankan kontak dengan cairan sehingga uap dan cairan akan mencapai kesetimbangan. Pada ujung reboiler terdapat tanggul, cairan yang keluar dari ujung tanggul tersebut merupakan produk bawah yang kaya akan komponen dengan *volatilitas* tinggi. Di kondenser uap yang mengalir naik akan

dikondensasikan dan kondensatnya dikumpulkan dalam *reflux drum*, dimana permukaan zat cair dijaga pada ketinggian tertentu. Cairan tersebut kemudian dipompa oleh pompa *reflux* dari *reflux drum* ke *tray* teratas. Kondensat yang tidak ikut terbawa oleh pompa *reflux* akan didinginkan sehingga akan diperoleh produk atas. Agar kemurnian produk atas dan produk bawah sesuai dengan yang diinginkan, hal yang dapat dilakukan adalah mengatur jumlah *tray* dan *reflux ratio*^[6]. Karena perbedaan titik didih antara oksigen (-183°C) dan nitrogen ($-195,9^{\circ}\text{C}$) tidak terlalu jauh, maka kolom distilasi yang digunakan menggunakan jumlah *tray* yang cukup banyak agar pemisahan berlangsung sempurna. Disamping itu, karena tujuan proses pemisahan udara ini untuk mendapatkan oksigen murni maka umpan masuk diusahakan berada pada *tray* bagian atas sehingga *tray* dibawah umpan (*stripping*) lebih banyak dibandingkan *tray* diatas umpan (*enriching*). Dengan kondisi ini, maka kontak antara uap dan cairan akan lebih efisien sehingga cairan sebagai produk bawah kemurniannya semakin tinggi.

2.2.2. Sistem Refrigerasi

Sistem refrigerasi memberi kemungkinan untuk menurunkan temperatur suatu fluida hingga mencapai temperatur yang lebih rendah dibandingkan jika menggunakan air atau udara sebagai media pendingin. Temperatur rendah yang diinginkan bergantung pada tujuan dari setiap proses. Siklus refrigerasi terdiri dari empat komponen yaitu *evaporator*, kompresor, kondenser dan *expansion valve*.



Gambar 2.2. Siklus dan Diagram T-S Refrijerasi Kompresi Uap^[8]

Keterangan :

Proses 1-2 : Kompresi isentropik refrigeran dari kondisi 1 hingga mencapai tekanan pada kondisi 2

Proses 2-3 : Perpindahan kalor dari refrigeran pada tekanan konstan melalui kondenser. Refrigeran keluar berupa cairan jenuh pada kondisi 3

Proses 3-4 : Penurunan tekanan terjadi pada *expansion valve*

Proses 4-1 : Penyerapan panas terjadi *evaporator* pada tekanan konstan

Refrigeran pada fasa campuran di evaporator pada temperatur dan tekanan tertentu akan menerima panas dari gas yang akan dicairkan. Panas ini akan dimanfaatkan untuk menguapkan refrigeran, sehingga fasa refrigeran menjadi uap jenuh (*saturated vapor*) proses ini berlangsung pada tekanan tetap (isobarik). Kemudian uap jenuh masuk ke kompresor, uap refrigeran akan dikompresikan sehingga tekanan keluar dari kompresor akan naik dan berada pada fasa panas lewat jenuh (*superheated*). Uap lewat jenuh (*superheated*) akan melalui kondenser pada tekanan tinggi. Di dalam kondenser refrigeran akan dikondensasikan sehingga fasanya berubah menjadi fasa cair jenuh (*saturated liquid*) dan proses ini berlangsung pada tekanan tetap (isobarik). Refrigeran cair jenuh tekanan tinggi tersebut akan melalui *valve*, setelah melalui *valve* tekanan akan turun sama dengan tekanan refrigeran pada saat masuk ke *evaporator*.

Keefektifan dari suatu sistim refrigerasi ditunjukkan oleh koefisien tampilan (*Coefficient of Performance*), dimana COP adalah perbandingan antara kalor yang masuk dibagi dengan kerja yang dibutuhkan.

$$COP = \frac{Q_{in}}{W_c}$$

Apabila kalor yang diserap oleh refrigeran dari gas yang akan dicairkan semakin besar maka sistim refrigerasi semakin efektif demikian juga apabila beban kompresor yang semakin kecil maka nilai COP semakin meningkat. Refrigeran yang ideal bersifat tidak beracun, tidak korosif, memiliki sifat fisik dan PVT yang cocok dengan kebutuhan sistem serta memiliki kalor laten penguapan yang tinggi. Parameter yang penting yang perlu dipertimbangkan ketika memilih refrigeran adalah temperatur antara dua medium yakni temperatur ruang yang akan

didinginkan dan temperatur lingkungan dimana terjadi perpindahan panas. Perbedaan temperatur antara refrigeran dan medium harus dijaga pada kisaran antara 5 – 10°C. Apabila yang akan didinginkan dijaga pada temperatur -10°C maka temperatur refrigeran harus -20 °C.

Tabel 2.1. Batas Temperatur Berbagai Jenis Refrigeran ^[14]

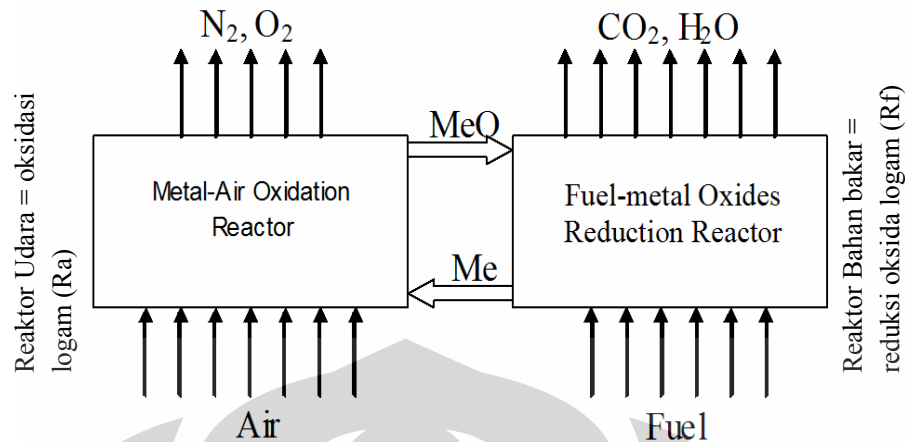
Refrigeran	Temperatur (°C)
Cooling water	Ambient
Propana	-40
Etilena	-101
Metana	-157
Nitrogen	-196
Hidrogen	-251
Helium	-268

2.3. *Partial Oxidation Metode Chemical Looping Reforming*

Konsep oksidasi parsial dengan CLR berasal dari konsep *chemical looping combustion* dimana terjadi reaksi antara bahan bakar (*fuel*) dengan oksigen untuk menghasilkan CO₂ dan H₂O. Oksigen ini berasal oksida logam sebagai *oxygen carrier* yang dihasilkan dari reaksi antara udara dan logam.

2.3.1. *Chemical Looping Combustion (CLC)*

Chemical Looping Combustion (CLC) adalah suatu teknologi yang berpotensi mengurangi biaya dengan penggunaan CO₂ yang dihasilkan dari proses sehingga tidak ada energi yang hilang dan tidak ada biaya yang berhubungan dengan peralatan separasi gas dan operasi. *Chemical looping combustion (CLC)* menggunakan gas sintesa untuk menghasilkan CO₂ dan H₂O.



Gambar 2.3. Konsep dan reaksi sistematis pada proses *chemical looping combustion*^[18]

Pada CLC, oksigen ditransfer dari pembakaran udara ke bahan bakar gas dengan bantuan *oxygen carrier* padat yaitu suatu oksida logam. Sistem terdiri atas dua reaktor yang saling berhubungan yaitu reaktor bahan bakar (Rf) dan reaktor udara (Ra). Mekanisme *chemical looping combustion* dapat dijelaskan seperti berikut:

- Gas bahan bakar (gas alam atau gas sintesa) masuk ke reaktor bahan bakar (Rf) dan dioksidasi oleh *oxygen carrier* untuk menghasilkan CO₂ dan H₂O. Dalam reaktor ini, oksida logam di reduksi menjadi logam/ *intermediate logam*
- $$(n + m)\text{Me}_x\text{O}_y + n \text{CO} + m \text{H}_2 \rightarrow (n + m)\text{Me} \text{ atau } (n + m)\text{Me}_x\text{O}_{y-1} + n\text{CO}_2 + m\text{H}_2\text{O}$$

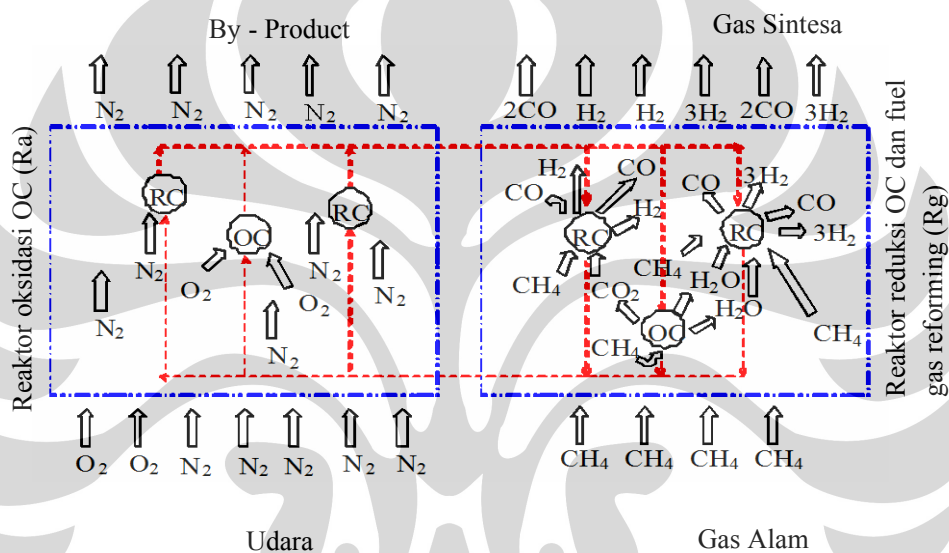
- Hasil reduksi ini kemudian menuju reaktor udara (Ra) dan bereaksi dengan oksigen dari udara menghasilkan N₂ + O₂. Dalam reaktor ini, logam/ *intermediate logam* teroksidasi menjadi oksida logam sebagai *oxygen carrier*



- Lalu *oxygen carrier* ini kembali menuju reaktor bahan bakar (Rf) untuk bereaksi lagi dengan gas bahan bakar (gas alam atau gas sintesa). Gas bahan bakar dan udara pembakaran tidak pernah bercampur serta produk dari reaktor bahan bakar (Rf) yaitu CO₂ dan H₂O terpisah dari produk reaktor udara (Ra). Produk H₂O dikondensasi sehingga dihasilkan produk CO₂ murni^[18].

2.3.2. Chemical Looping Reforming (CLR)

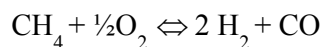
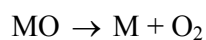
Atas dasar konsep CLC inilah dikembangkan suatu metode melalui penggantian bahan bakar dengan gas alam (metana) untuk direaksikan dengan oksigen. Metode ini disebut *Chemical Looping Reforming (CLR)* yaitu pengolahan gas alam dengan cara *methane reforming* untuk menghasilkan *syngas* menggunakan *Looper Metal Okxide* (oksida logam) sebagai *oxygen carrier*, misalnya CaO, Fe₂O₃, NiO, BaO, CuO, Al₂O₃ dan lain-lain^[18]. *Chemical looping reforming* menggunakan gas alam untuk menghasilkan gas sintesa (CO + H₂).



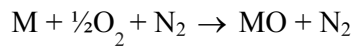
Gambar 2.4. Konsep *reformer* dan reaksi sistematis pada proses *chemical looping reforming*, dimana garis putus-putus warna biru = batas dari reaktor dan garis panah warna merah = arah *Oxygen Carrier* (OC) dan pergerakan *Reforming Catalyst* (RC)^[18]

Mekanisme *chemical looping reforming* dapat dijelaskan sebagai berikut:

- Gas alam yang mengandung CH₄ masuk melalui reaktor (Rg) yang mengandung oksida logam sebagai *oxygen carrier* (OC) dari reaktor (Ra) dimana oksida logam/ *metal oxide* (MO) akan tereduksi menjadi logam/ *metal* (M) dan O₂.
- Lalu CH₄ akan bereaksi dengan oksigen membentuk gas sintesa sesuai reaksi R1.



- c. Lalu logam yang terbentuk sebagai *reforming catalyst* (RC) pada reaktor (Rg) akan menuju reaktor (Ra)
- d. Pada bagian lain udara (mengandung O₂ dan N₂) masuk ke dalam reaktor oksidasi *Oxygen Carrier* (Ra), dimana udara ini akan mengoksidasi logam yang berasal dari reaktor (Rg) membentuk oksida logam dan Nitrogen (N₂) dimana N₂ yang bersifat inert akan keluar dari reaktor (Ra).



- e. Oksida logam yang dihasilkan dan bertindak sebagai *oxigen carrier* (OC) akan kembali menuju reaktor (Rg) yang akan bereaksi kembali dengan CH₄ membentuk gas sintesa.
- f. Proses ini berlangsung secara terus-menerus (*continue*).

Pada proses *Chemical Looping Reforming* dapat juga terbentuk CO₂ dan H₂O namun idealnya dalam kasus ini CO₂ dan H₂O akan bereaksi dengan kelebihan gas alam. Sehingga dalam hal ini, oksida logam juga bertindak sebagai *reforming catalyst* (RC) untuk membentuk gas sintesa melalui CO₂ reforming (R2) dan *steam reforming* (R3)^[18]. Keuntungan dari *chemical looping reforming* adalah:

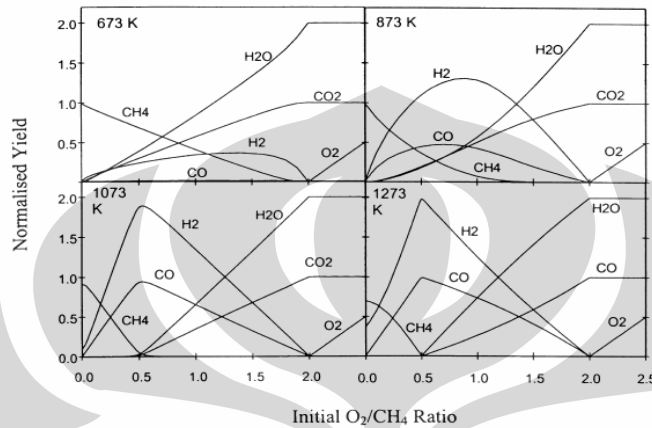
- Dapat mempertahankan reaksi eksotermik dari *partial oxidation reforming* sehingga diharapkan menghasilkan efisiensi energi yang tinggi.
- Penggunaan udara sebagai oksidator tanpa membutuhkan biaya mahal untuk mendirikan pabrik separasi udara.
- Proses perpindahan panas secara langsung terjadi antara gas dan partikel OC/RC yaitu oksida logam sehingga perpindahan panas menjadi lebih efisien.
- Perbandingan H₂:CO (gas sintesa) mendekati nilai yang ideal yaitu 2:1.

2.4. Analisa Termodinamika

Analisa termodinamika telah dilakukan dengan menggunakan metoda Energi Bebas Gibbs minimum dimana efek rasio CH₄/O₂ diketahui dengan uji temperatur dan tekanan. Rasio CH₄/O₂ optimum akan berkurang dengan adanya kenaikan temperatur dan mendekati 0.5 pada temperatur yang lebih besar dari 1073 K. Produk gas sintesa juga akan meningkat dengan kenaikan suhu tetapi tekanan menurun, namun temperatur tinggi dapat menekan pengaruh tekanan. Produk akhir gas yang mungkin terbentuk diasumsikan menjadi CH₄, O₂, CO₂, CO, H₂O, H₂, C, C₂H₂,

C_2H_4 , C_2H_6 , CH_3OH , $HCHO$ dan $HCOOH$ ^[19]. Tetapi hasil produk akhir yang akan dibahas pada tulisan ini didasarkan pada mol CH_4 .

2.4.1. Efek Awal Rasio CH_4/O_2 Dan Temperatur



Gambar 2.5. Hasil kesetimbangan termodinamika: produk kesetimbangan yang menghasilkan rasio O_2/CH_4 pada berbagai temperatur (di dalam campuran CH_4 /udara pada 1 atm)^[19]

Gambar 2.5. menunjukkan komposisi kesetimbangan produk sebagai fungsi awal rasio O_2/CH_4 pada beberapa temperatur yang berbeda. Saat rasio O_2/CH_4 lebih besar dari 2.0 maka hasil oksidasi CH_4 yang terjadi akan menghasilkan CO_2 dan H_2O dan tidak menghasilkan produk CO dan H_2 .



Tetapi jika rasio O_2/CH_4 berkurang dari 2.0 hingga 0.5 (untuk temperatur di atas 1073 K) maka oksidasi parsial dan reaksi pembakaran akan terjadi secara bersamaan dan menghasilkan produk campuran H_2 , CO , H_2O , dan CO_2 dimana Oksigen dengan sepenuhnya dikonsumsi.

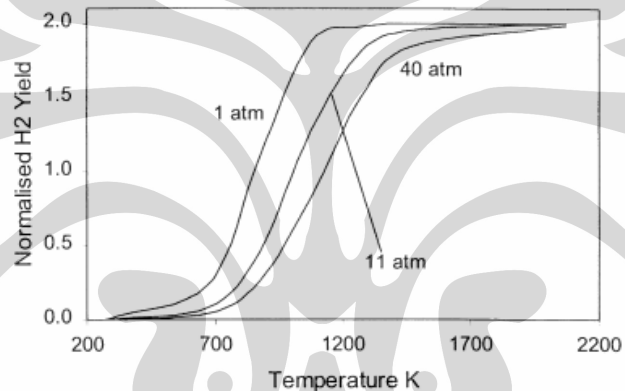


Jika rasio O_2/CH_4 lebih kecil dari 0.5 produk kesetimbangan akan menghasilkan H_2 , CO dan kelebihan CH_4 .

Temperatur mempunyai pengaruh yang penting pada produk H_2 dan CO yang dihasilkan. Pada temperatur rendah, CH_4 tidak semuanya terkonversi sedangkan rasio O_2/CH_4 yang lebih besar dari 0.5 akan menurunkan produk H_2 dan CO . Sedangkan pada temperatur tinggi, didominasi oleh reaksi oksidasi parsial dan produk H_2 dan CO akan mengalami peningkatan. Hasil perhitungan menyatakan bahwa *partial oxidation reforming* memerlukan temperatur operasi yang lebih besar dari 1073 K ^[19].

2.4.2. Efek tekanan

Pengaruh tekanan pada komposisi kesetimbangan adalah pada tekanan tinggi tidak menyokong produksi *synthetic-gas* karena total jumlah mol produk lebih besar dari komponen reaktan.



Gambar 2.6. Efek tekanan total pada produk H_2 sebagai fungsi temperatur pada rasio $O_2/CH_4 = 0.5$.^[19]

Gambar 2.6 menunjukkan efek tekanan pada produk H_2 sebagai fungsi temperatur berdasarkan hasil perhitungan kesetimbangan termodinamika. Dimana gambar tersebut menunjukkan bahwa pada tekanan konstan, kenaikan temperatur dapat menaikkan produk (*yields*) H_2 . Sedangkan pada temperatur konstan, kenaikan tekanan dapat menurunkan *yields* H_2 . Jika temperatur dibawah 673 K atau lebih tinggi 1473 K, efek tekanan dapat diabaikan. Atau dengan kata lain pada temperatur 673 - 1473 K, efek tekanan sangat berpengaruh. Tetapi berdasarkan teori, adanya kenaikan temperatur akan menaikkan juga tekanan, oleh sebab itu pada kondisi operasinya diharapkan berlangsung pada tekanan konstan dengan mengontrol

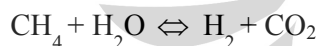
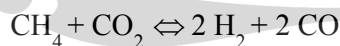
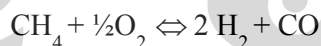
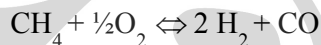
tekanan. Dari gambar 2.6 diatas kondisi operasi optimum yang diharapkan adalah temperatur 1200 K pada tekanan 1 atm^[19].

2.4.3. Hasil dari hidrokarbon lain

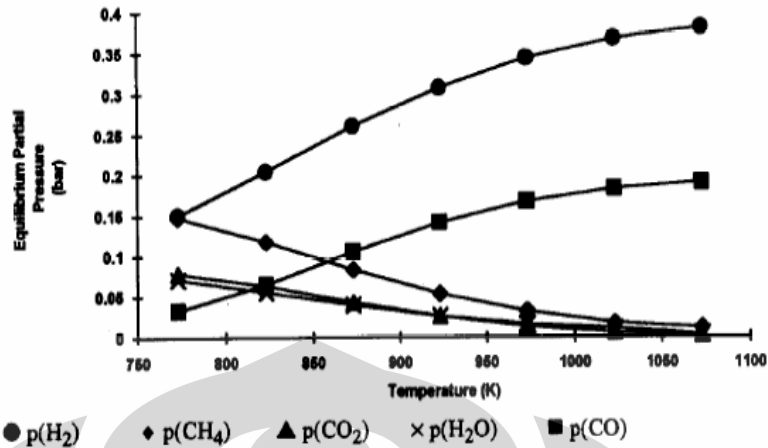
Pembentukan senyawa hidrokarbon lain seperti C₂H₂, C₂H₄, C₂H₆, CH₃OH, HCHO dan HCOOH dapat juga ditemukan selama oksidasi parsial CH₄, walaupun dalam jumlah sangat kecil. Hasil dari beberapa produk ini berbeda-beda berdasarkan temperatur, tetapi pada umumnya kurang dari 10⁻⁷. Pada keadaan luar biasa seperti kondisi dibawah *fuel-rich* (kaya akan bahan bakar) dan pada temperatur tinggi, C₂H₄ dan C₂H₂ dapat terbentuk dengan nyata. Berdasarkan literature, hal ini dapat terjadi pada pembakaran gas metana di bawah kondisi *ultrarich* dimana pembentukan C₂H₄ dan C₂H₂ dapat dideteksi pada temperatur antara 1373-1673 K^[19].

2.4.4. Reaksi Termodinamika

Reaksi CH₄ dengan O₂ pada temperatur tinggi dapat menghasilkan CO, CO₂, H₂O dan H₂. Komposisi produk gas yang dihasilkan tergantung pada temperatur, tekanan, komposisi gas masuk, dan juga faktor kinetika. Beberapa reaksi penting yang terjadi pada oksidasi parsial adalah:



Hasil perhitungan termodinamika komposisi gas pada berbagai temperatur berdasarkan reaksi diatas pada tekanan 1 atm dengan masukan metana – oksigen (udara) pada perbandingan 2:1 terlihat pada gambar berikut:



Gambar 2.7. Kestimbangan komposisi gas untuk oksidasi parsial pada 1 bar (1 atm), CH₄:O₂ (udara) = 2:1. [16]

Dari gambar diatas, terlihat bahwa peningkatan temperatur dapat meningkatkan produk (selektifitas) CO dan H₂. Sebagai contoh:

- Pada 773 K, diperoleh kesetimbangan komposisi gas: CO = 0,032 bar; H₂ = 0,151 bar; CO₂ = 0,078 bar; CH₄ = 0,149 bar
- Pada 1023 K, diperoleh kesetimbangan komposisi gas: CO = 0,183 bar; H₂ = 0,369 bar; CO₂ = 0,006 bar; CH₄ = 0,017 bar

Hasil ini menggambarkan bahwa semakin meningkatnya temperatur akan menaikkan kesetimbangan produk gas sintesa dan menurunkan kesetimbangan reaktan. Oleh karena itu untuk menghasilkan konversi gas metana menjadi gas sintesa yang tinggi (> 90%) dan selektifitas tinggi (> 90%) dapat diperoleh pada temperatur di atas 1000 K [16]. Dari uraian diatas maka dapat dikatakan bahwa reaksi yang terjadi pada *chemical looping reforming* adalah:



2.5. Analisa Termodinamika Untuk Oksida Logam dan Logam

Dalam rangka menilai proses *reforming* yang baru ini dan membantu identifikasi dari logam yang sesuai, suatu analisa termodinamika telah dilakukan yang dikhususkan untuk reaksi oksida logam sebagai *oxygen carrier* (OC) dan CH₄ dengan menggunakan data termodinamika Glenn dari NASA. Data termodinamika ini didasarkan pada Al₂O₃, BaO, CaO, CuO, Fe₂O₃, GeO₂, MgO, MoO₃, NbO, Pb₂O₃ yang telah diuji. Dimana semua hasil didasarkan pada satu mol CH₄ sebagai

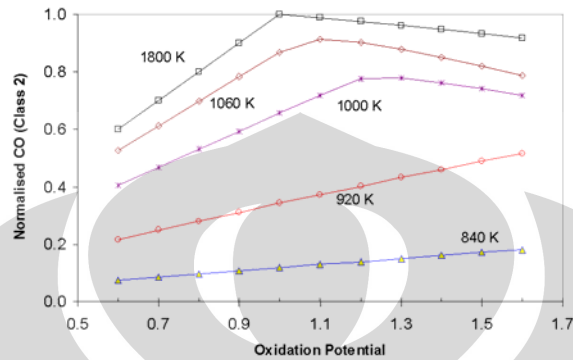
feed dan *oxidation potential ratio* (perbandingan potensial oksidasi) digunakan untuk menentukan reaksi stoikiometri secara kuantitatif. Dimana *oxidation potential ratio* (perbandingan potensial oksidasi) adalah perbandingan banyaknya mol *oxygen carrier* (OC) mula-mula dibagi banyaknya mol OC yang dibutuhkan untuk membentuk satu mol CH_4 . Jika *Oxidation potential ratio* (perbandingan potensial oksidasi) lebih besar dari 1 menyatakan bahwa oksida logam sebagai *oxygen carrier* (OC) yang teroksidasi adalah berlebih sehingga *Oxidation potential ratio* yang diharapkan adalah 1 sehingga dihasilkan keadaan setimbang pada CH_4 , CO_2 , CO , H_2O , H_2 , dan metal/metal oksida yang digunakan pada produksi gas sintesa. Secara umum oksida logam dapat dibagi menjadi tiga kelas:

- a. Kelas 1 meliputi oksida logam yang hanya kontak dibagian permukaan dan tidak mampu bereaksi dengan CH_4 . Jenis oksida logam ini digunakan untuk proses pirolisis atau *cracking* CH_4 , misalnya Al_2O_3 , BaO , CaO , MgO dan NbO .
- b. Kelas 2 meliputi oksida logam yang bereaksi dengan gas alam dan dapat berfungsi sebagai *oxygen carrier* pada *partial oxidation reforming*, misalnya CuO dan Pb_2O_3 .
- c. Kelas 3 meliputi oksida logam yang berada diantara kelas 1 dan kelas 2. Tetapi jika temperatur lebih besar dari 1000 K, oksida logam ini akan mempunyai sifat yang sama dengan kelas 2 yaitu sebagai *oxygen carrier* pada oksidasi parsial CH_4 , misalnya Fe_2O_3 , GeO_2 , dan MoO_3 .

Pembentukan Karbon (C) yang tinggi terjadi pada temperatur rendah dengan potensial oksidasi lebih kecil dari 1. Tetapi jika temperatur dinaikkan hingga 1200 K, pembentukan Karbon dapat dikurangi kecuali untuk oksida logam kelas 1. Tetapi melalui *chemical looping reforming* sebagai proses *reforming* yang baru dikembangkan efek pembentukan Karbon dapat dihilangkan dengan mengalirkan oksida logam sebagai OC/RC untuk kontak dengan udara dan gas alam pada temperatur tinggi (>1200 K) untuk membakar habis Karbon yang terbentuk selama siklus udara melalui reaktor yang dikembangkan pada *chemical looping reforming*^[18].

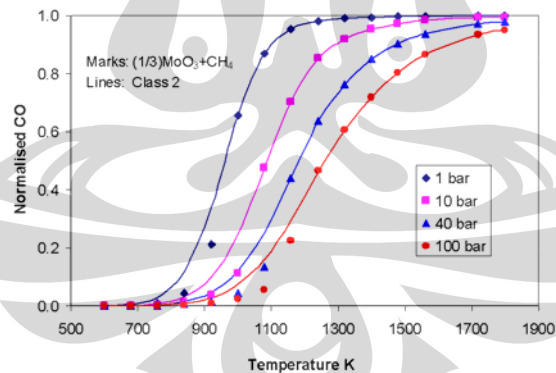
Efek potensial oksidasi dan temperatur jika menggunakan oksida logam kelas 2 ditunjukkan pada gambar 2.8 Pada temperatur sangat tinggi produk gas sintesa yang maksimum terjadi pada potensial oksidasi = 1.0. Tetapi saat temperatur

diturunkan dan potensial oksidasi dinaikkan maka produk gas sintesa sedikit. Menurut studi *partial oxidation reforming*, untuk mencapai hasil kesetimbangan dalam waktu yang cepat adalah sulit kecuali kondisi operasi dilakukan pada temperatur yang tinggi dan inilah alasan kenapa katalis *reforming* diperlukan.



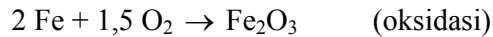
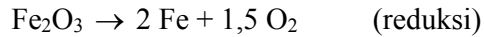
Gambar 2.8. Komposisi Kesetimbangan untuk temperatur dan perbandingan potensial oksidasi yang berbeda pada tekanan atmosfer.^[18]

Gambar 2.9 menjelaskan tentang efek tekanan pada suatu oksida logam. Dari gambar terlihat bahwa untuk mendapatkan produk gas sintesa yang tinggi maka kondisi operasi optimum dilakukan pada tekanan 1 bar (1 atm) dan temperatur 1200 K dimana oksida logam ini berfungsi sebagai *oxygen carrier* (OC)^[18].



Gambar 2.9. Efek tekanan pada potensial oksidasi = 1.^[18]

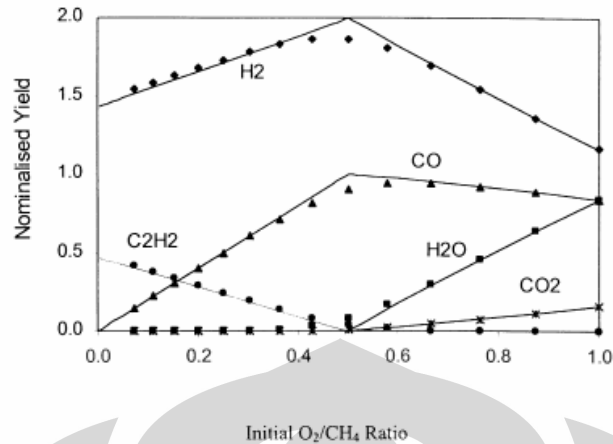
Proses logam menjadi oksida logam merupakan reaksi oksidasi dan oksida logam menjadi logam merupakan reaksi reduksi dimana oksida logam yang digunakan adalah Fe_2O_3 karena murah, mudah didapat, dan tidak mencemari lingkungan. Reaksi yang terjadi adalah:



Reaksi reduksi terjadi pada suhu 1200 K dimana Oksigen yang dibawa oleh oksida logam ini yang akan bereaksi dengan gas alam (CH_4) menghasilkan gas sintesa. Suhu yang digunakan 1200 K adalah merupakan suhu optimum karena jika dibawah 1200 K maka akan terjadi pembentukan Carbon (C) dan jika diatas 1200 K tidak memberikan hasil yang terlalu jauh berbeda dimana pada kondisi dibawah 'ultrarich' (bahan bakar sedikit) pada suhu 1200 K akan terbentuk C_2H_4 (etena) dan C_2H_2 (etuna) ^[19]. Proses oksidasi logam Fe menjadi Fe_2O_3 terjadi pada suhu 1185 K yang merupakan suhu optimum karena jika lebih rendah dari 1185 K akan memberikan hasil campuran Fe_2O_3 dan Fe_3O_4 sedangkan jika lebih tinggi dari 1185 K maka logam Fe akan terdekomposisi ^[1].

2.6. Simulasi Kinetika

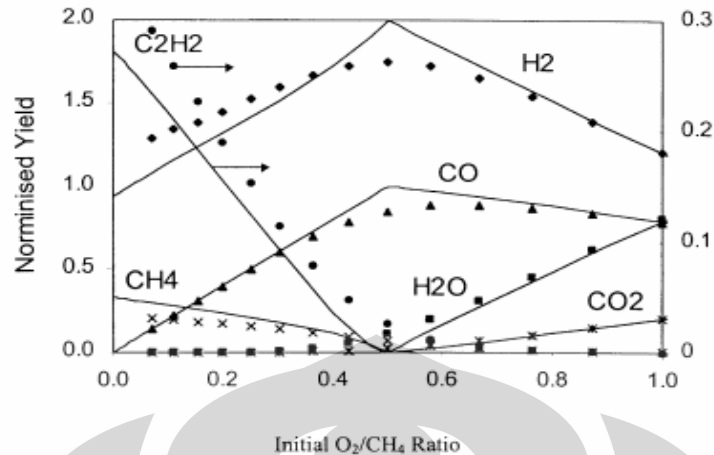
Analisa termodinamika menyatakan hasil komposisi produk reaksi tetapi tidak bisa memberikan penjelasan yang lebih terperinci ke dalam proses reaksi. Untuk lebih memahami lebih lanjut mengenai perilaku kinetik oksidasi parsial CH_4 , suatu analisa kinetik dilakukan dengan menggunakan software CHEMKIN dengan 177 reaksi dasar dan 32 jenis (spesies) ^[19]. Model fisik dipertimbangkan melalui sistem reaksi aliran laminar satu dimensi dengan panjang reaktor 10 m dan laju alir (*flux massa*) yang kecil yaitu $0.04 \text{ g cm}^{-2} \text{ s}^{-1}$ (atau 0.35 m s^{-1} pada 298 K). Sebagai persiapan studi, persamaan energi tidak dimasukkan dalam simulasi dan sebagai gantinya profil temperatur sepanjang reaktor diasumsikan berlangsung pada suhu = 298 K pada 0,00-0,05 m yang diikuti oleh kurva temperatur yang diinginkan pada 0,2 m dan konstan hingga keluar reaktor. Simulasi yang dilakukan berlangsung pada range temperatur 873-2073 K dengan interval 100 K. Sebagai feed gas digunakan CH_4 antara 15-28% dan O_2 antara 15-20% yang diencerkan dengan 70% N_2 .



Gambar 2.10. Perbandingan data termodinamika dan hasil simulasi kinetika antara hasil produk yang normal dan rasio O₂/CH₄ dengan pengenceran 70% N₂ pada 1773 K dan 1 atm. Untuk perhitungan kinetika, panjang reactor = 10 m dan laju alir massa reaktan = 0,04 g cm⁻² s⁻¹.^[19]

Gambar 2.10 menunjukkan simulasi CHEMKIN dan perhitungan termodinamika pada 1773 K memberikan hasil yang baik dimana perhitungan kinetika memberikan hasil yang hampir sama dengan kesetimbangan termodinamika pada 1773 K. Jika rasio O₂/CH₄ mendekati 0,5 maka hasil kinetika lebih rendah dari kesetimbangan termodinamika. Tetapi jika panjang reaktor dinaikkan atau laju alir gas komponen reaktan dikurangi akan memberikan hasil yang sama Sehingga hasil ini dapat dinyatakan bahwa hasil simulasi CHEMKIN ini dapat digunakan pada *methane reforming* untuk oksidasi parsial terutama pada temperature tinggi dan rasio O₂/CH₄ yang tinggi.

Pada temperatur yang lebih rendah antara 1273 K hingga 1673 K, hasil produk simulasi CHEMKIN lebih kecil dibandingkan dengan perhitungan termodinamika karena waktu tinggal (*residence time*) pada simulasi kinetika tidak lama. Hal ini dapat dibuktikan jika laju alir massa sangat kecil 0,0004 g cm⁻² s⁻¹ (3,5 mm s⁻¹ pada 298 K).



Gambar 2.11. Perbandingan data termodinamika dan hasil simulasi kinetik antara hasil produk yang normal dan rasio O₂/CH₄ dengan pengenceran 70% N₂ pada 1473 K dan 1 atm. Untuk perhitungan kinetika, panjang reactor = 10 m dan laju alir massa reaktan = 0,0004 g cm⁻² s⁻¹.^[19]

Gambar 2.11 menunjukkan hasil yang khas pada 1473 K. Dapat dilihat bahwa dengan laju feed yang sangat kecil (waktu tinggal menjadi lebih lama) hasil produk mendekati keadaan kesetimbangan. Tetapi di bawah kondisi *fuel-rich* (rasio O₂/CH₄ rendah), perkiraan produk H₂ akan melewati hasil keseimbangan. Oleh sebab itu hasil simulasi CHEMKIN ini tidak direkomendasikan pada temperatur dan rasio O₂/CH₄ yang rendah.

2.7. Analisa Produk Gas Sintesa Maksimum

Hal yang menarik dicatat pada gambar 2.2 adalah gas sintesa (H₂ dan CO) maksimum tidak selalu terjadi pada rasio O₂/CH₄ = 0,5 atau CH₄/O₂ = 2. Rasio maksimum O₂/CH₄ akan mendekati 0,5 jika temperatur dinaikkan. Jika temperatur dinaikkan hingga 1073 K rasio O₂/CH₄ = 0,5 yang dapat diamati pada simulasi kinetika menggunakan CHEMKIN. Kebanyakan studi yang bersifat percobaan melaporkan bahwa *syngas* maksimum dapat dicapai pada tingkat rasio O₂/CH₄ = 0,5 dan temperatur kurang dari 1073 K. Tetapi pada temperatur di atas 1200 K dengan pertimbangan panjang reaktor 10 m, dijumpai bahwa tidak ada perbedaan antara analisa termodinamika dan kinetika^[19].

2.8. Spesifikasi Umpan dan Udara

Gas umpan yang digunakan untuk studi ini adalah gas yang berasal SANTAN LEX PLANT. Udara yang digunakan berasal dari udara tekanan atmosfer dan temperatur ruang. Spesifikasi gas umpan dan udara ditampilkan pada tabel berikut.

Tabel 2.2. Karakteristik Gas Umpan^[5]

Parameter	Nilai
Tekanan (atm)	34,47
Temperatur ($^{\circ}\text{C}$)	371,11
<i>Molecular weight (kg/kgmol)</i>	17,03
<i>Molar flow (kgmol/jam)</i>	300
<i>Mass flow (kg/jam)</i>	5109
<i>Composition (% mol):</i>	
<i>methane (CH₄)</i>	0.981226
<i>ethane (C₂H₆)</i>	0.000230
O ₂	0.000000
N ₂	0.000940
CO ₂	0.017604

Tabel 2.3. Karakteristik Udara^[2]

Parameter	Nilai
Tekanan (atm)	1
Temperatur ($^{\circ}\text{C}$)	27
<i>Molecular weight (kg/kgmol)</i>	28,95
Titih didih ($^{\circ}\text{C}$)	-194,5
Temperatur kritis ($^{\circ}\text{C}$)	-140,5
Tekanan kritis (atm)	37,71
<i>Composition (% mol):</i>	
O ₂	0.2094
N ₂	0.7810
Argon (Ar)	0.0096

BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Sekilas Tentang Penelitian

Proses *methane reforming* untuk memproduksi *syngas* (Hydrogen dan Carbonmonoksida) melalui oksidasi parsial dapat terjadi melalui reaksi:



Kondisi reaksi diatas bersifat eksotermik dimana rasio $\text{H}_2:\text{CO} = 2:1$. Rasio gas sintesa ini dapat digunakan pada proses *downstream* seperti proses Fischer-Tropsch. Saat rasio lebih besar dari 2,0 maka hasil oksidasi CH_4 yang terjadi akan menghasilkan CO_2 dan H_2O dan tidak menghasilkan produk CO dan H_2 . Tetapi jika rasio = 2,0 maka oksidasi parsial dan reaksi pembakaran akan terjadi secara bersamaan dan menghasilkan produk campuran H_2 dan CO , dimana Oksigen dengan sepenuhnya dikonsumsi. Jika rasio lebih kecil dari 2,0 produk kesetimbangan akan menghasilkan H_2 dan CO dan kelebihan CH_4 .^[19]

Penelitian ini dilakukan dengan tujuan optimasi efisiensi penggunaan energi pada produksi gas sintesa secara konvensional dan *chemical looping reforming (CLR)* melalui parsial oksidasi dengan parameter yang divariasikan adalah kondisi operasi, reaksi yang terjadi, dan zat kimia yang digunakan. Untuk kondisi operasi didasarkan pada suhu dan tekanan didalam reaktor baik secara konvensional maupun *chemical looping reforming* berlangsung pada suhu 1700°F (1200 K) dan tekanan $14,7 \text{ psia}$ (1 atm). Pada *chemical looping reforming* digunakan tambahan zat kimia berupa oksida logam yaitu Fe_2O_3 sebagai *oxygen carrier*^[1]. Data yang akan didapat adalah komposisi produk gas sintesa, banyaknya energi yang dibutuhkan pada masing-masing proses, jenis peralatan, dan jumlah peralatan yang digunakan.

Penelitian akan dilakukan dengan software *hysis 3.1*, dimana dalam simulasi digunakan gas alam yang berasal dari SANTAN LEX PLANT sebagai *feed* pada suhu 700°F ($644,26 \text{ K}$), tekanan 500 psia (34 atm), dan laju alir molar 300 kgmol/jam . Udara yang digunakan mempunyai komposisi $\text{O}_2 = 20,94\%$, $\text{N}_2 = 78,10\%$ dan Argon (Ar) = $0,96\%$. Variabel yang diamati adalah: *Material Stream*,

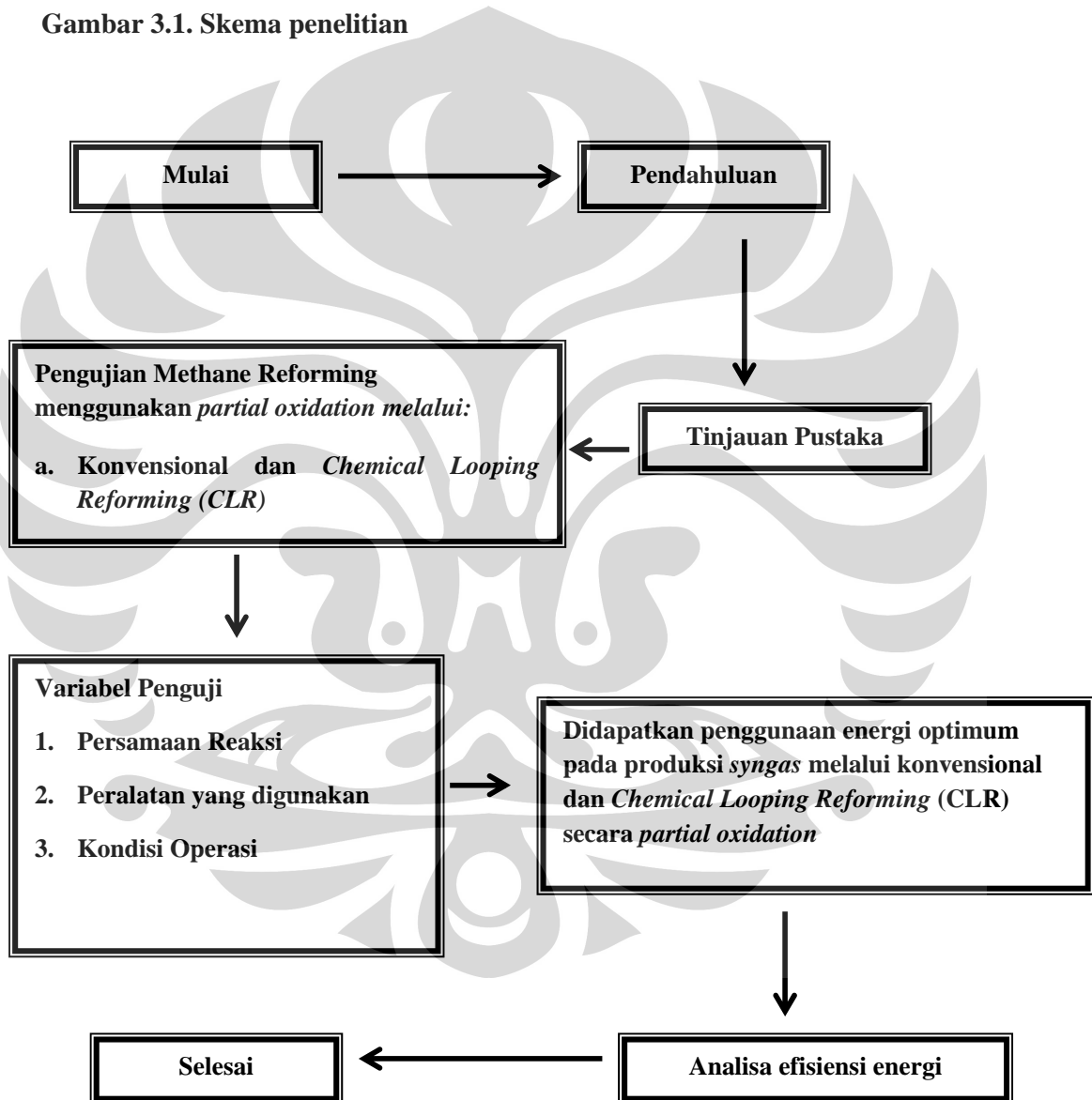
komposisi, dan *Energy Stream* dari gas alam, udara, oksida logam, dan *syngas* sebagai produk.

3.2 Langkah-langkah Penelitian Secara Garis Besar

3.2.1 Skema Penelitian

Berikut adalah skema penelitian yang akan dilakukan secara umum :

Gambar 3.1. Skema penelitian



3.2.2 Rincian Penelitian

Seperti yang terlihat pada gambar diatas, penelitian dilakukan pada pengujian *methane reforming* secara konvensional dan *chemical looping reforming (CLR)* melalui oksidasi parsial. Parameter yang akan dianalisa adalah banyaknya energi, jenis peralatan, dan jumlah peralatan pada kedua proses sehingga didapatkan efisiensi penggunaan energi dan peralatan.

3.2.2.1 Produksi Gas Sintesa secara Konvensional

Untuk kondisi operasi didasarkan pada suhu dan tekanan dalam reaktor dimana secara konvensional berlangsung pada suhu 1700⁰F (1200 K) dan tekanan 14,7 psia (1 atm). Secara umum pada oksidasi parsial secara konvensional ini melibatkan reaksi:^[16]



Oksigen yang digunakan pada sistem konvensional berasal dari *Air Separation Unit (ASU)* yang terdiri dari beberapa unit proses yaitu proses kompresi, proses pendinginan dan proses pemisahan. Dalam unit ASU ini terjadi siklus refrigerasi yang merupakan sistem tertutup untuk mendinginkan udara sebelum masuk ke kolom distilasi.

3.2.2.2 Produksi Gas Sintesa melalui *Chemical Looping Reforming*

Untuk kondisi operasi didasarkan pada suhu 1700⁰F (1200 K) dan tekanan 14,7 psia (1 atm). Pada *chemical looping reforming* dengan oksidasi parsial ini digunakan tambahan zat kimia berupa oksida logam yaitu Fe₂O₃ sebagai *oxygen carrier*. Reaksi yang terjadi pada *chemical looping reforming* adalah:



Oksigen yang digunakan pada *chemical looping reforming* berasal dari oksida logam. Proses oksidasi dari Fe menjadi Fe₂O₃ berlangsung didalam reaktor pada suhu 1185 K dan tekanan 1 atm.

BAB 4

URAIAN PROSES

4.1. Produksi Gas Sintesa secara Konvensional

Pada metode ini udara yang digunakan terlebih dahulu diproses melalui *Air Separation Unit* (ASU) untuk mendapatkan oksigen murni lalu oksigen murni yang dihasilkan bereaksi dengan gas alam pada sebuah reaktor dimana reaksi ini berlangsung secara oksidasi parsial.

4.1.1. *Air Separation Unit* (ASU)

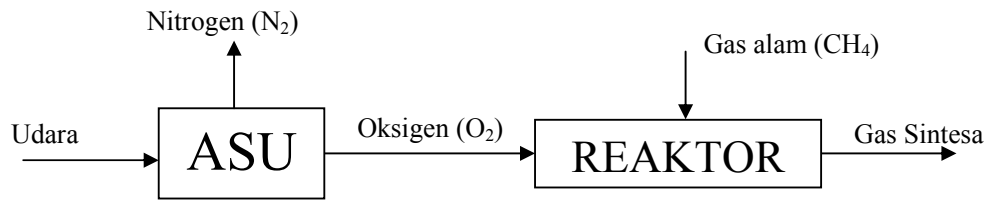
Air separation unit terdiri dari beberapa unit proses yaitu proses kompresi, proses pendinginan dan proses pemisahan. Unit pemisahan udara yang digunakan berdasarkan pada *Linde's double distillation column process*. Proses ini memiliki satu kolom distilasi untuk memisahkan gas-gas yang diinginkan seperti nitrogen, oksigen, argon, dan sebagainya serta dua kompresor sentrifugal. Mula-mula udara yang berada pada tekanan atmosfer dan temperatur 27°C dengan laju alir $749,5 \text{ kgmol/jam}$ didinginkan melalui HE-102 hingga -194°C dengan memakai refrigerant N_2 dalam sebuah siklus refrigerasi. Udara yang telah dingin ini kemudian masuk ke kolom destilasi T-100 yang beroperasi pada tekanan 1 atm. Kolom destilasi yang digunakan ini adalah kolom distilasi dengan *total reflux*, jumlah *tray* yang digunakan adalah 40 dimana umpan masuk pada *tray* yang ke 12, tekanan kondenser dan tekanan reboiler masing-masing pada tekanan 1 atm.

Umpan masuk ke kolom destilasi pertama T-100 dalam fasa liquid dengan tekanan 1 atm dan temperatur -194°C dimana cairan tersebut akan mengalir ke reboiler oleh karena gaya gravitasi. Di reboiler cairan akan berubah menjadi uap yang akan masuk ke kolom distilasi. Cairan yang tidak dapat teruapkan merupakan *bottom product* yang mengandung oksigen murni. Uap yang dihasilkan reboiler akan naik ke atas kolom melewati *tray* dan terjadi kontak dengan cairan yang turun ke reboiler. Uap yang kaya akan komponen yang lebih volatil akan didinginkan di kondenser dan ditampung di dalam *reflux drum*, dimana permukaan zat cair dijaga pada ketinggian tertentu. Cairan tersebut dipompa oleh pompa *reflux* dari *reflux drum* ke *tray* teratas. Kondensat yang tidak terikut terbawa merupakan *top product*

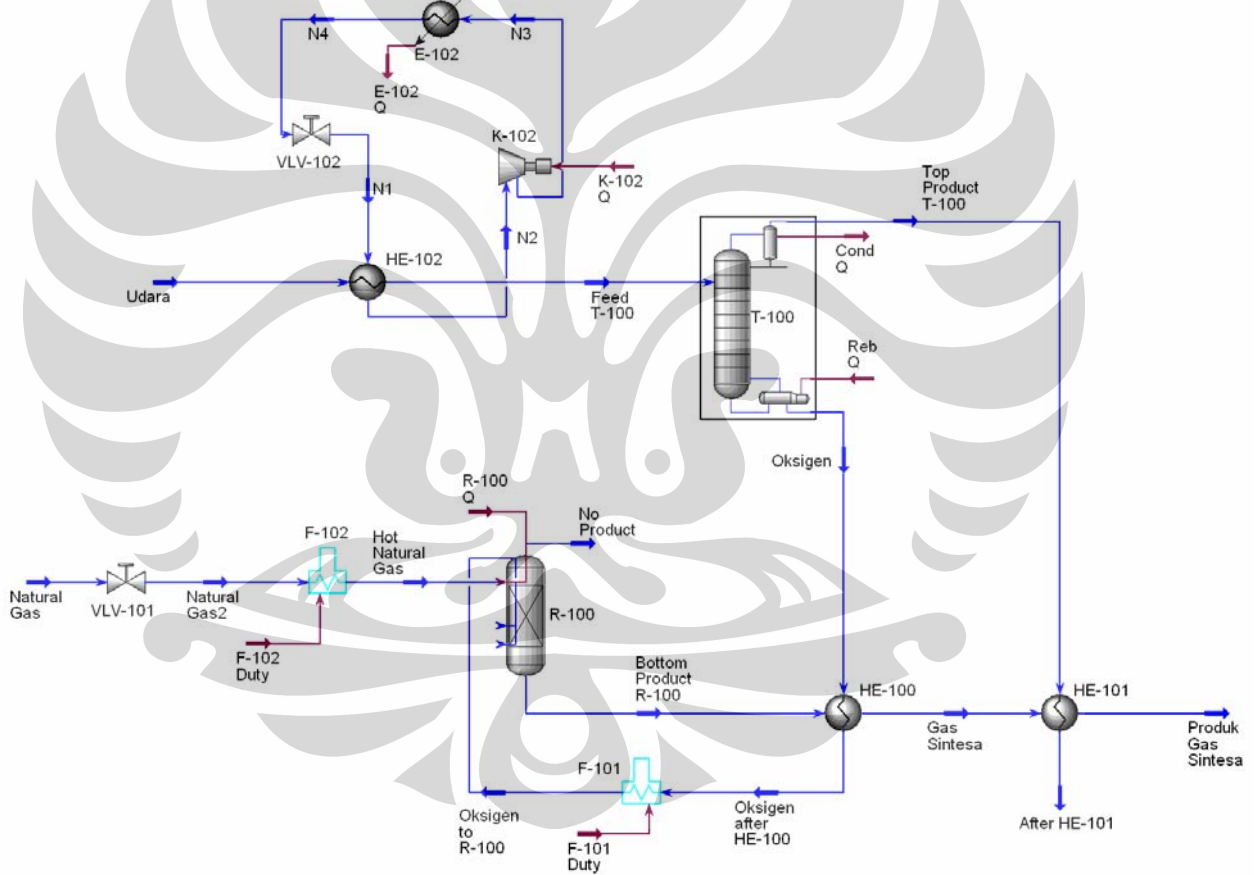
yang kemudian akan didinginkan agar memudahkan dalam penyimpanan. Cairan yang dikembalikan ke kolom akan kembali mengalami kontak dengan uap, komponen yang volatil akan mengalir ke bagian atas kolom sedangkan yang kurang volatil akan jatuh ke reboiler untuk kembali diuapkan kembali, demikian seterusnya hingga diperoleh produk yang diinginkan. *Top product* kolom destilasi kaya akan uap nitrogen (97,2%) dengan temperatur -195°C . Hasil *Bottom product* pada kolom destilasi ini kaya akan oksigen (99,99%) yang akan dialirkan ke reaktor untuk bereaksi dengan gas alam.

4.1.2. Tahap Oksidasi Parsial

Sebelum masuk reaktor, oksigen yang berasal dari *Air Separation Unit* pada temperatur -183°C dengan laju alir 147 kgmol/jam akan menyerap panas dari fluida *bottom product* R-100 dalam sebuah sistem penukar panas (*heat exchanger*) HE-100 hingga temperatur berubah menjadi 25°C . Oksigen ini kemudian dipanaskan dalam sebuah *furnace* F-101 hingga 1200 K . Pada bagian lain, umpan gas alam yang digunakan pada metode konvensional ini adalah gas alam yang berasal dari SANTAN LEX PLANT. Kondisi umpan berada pada 500 psia ($34,47\text{ atm}$) dan temperatur 700°F ($371,11^{\circ}\text{C}$) dengan laju alir 300 kgmol/jam . Kondisi umpan ini masuk ke dalam reaktor yang beroperasi pada tekanan atmosfer dan suhu 1200 K ($926,6^{\circ}\text{C}$). Sebelum umpan masuk ke reaktor terlebih dahulu dilewatkan ke *valve* VLV-101 sehingga tekanan akan berkurang hingga tekanan atmosfer. Setelah itu gas alam yang bertekanan atmosfer ini dipanaskan dalam *furnace* F-102 hingga 1200 K lalu masuk kedalam reaktor R-100 dan bereaksi dengan oksigen yang berasal dari unit ASU. Produk gas sintesa yang dihasilkan akan melewati bagian bawah dari reaktor R-100 yang akan menuju ke sebuah *heat exchanger* HE-100 untuk memberikan panas ke fluida oksigen hingga temperaturnya turun menjadi $860,8^{\circ}\text{C}$. Produk gas sintesa ini kemudian akan melewati sistem penukar panas HE-101 untuk memberikan panasnya kepada fluida *top product* kolom distilasi sehingga produk gas sintesa menjadi lebih dingin pada temperatur 632°C . Pada Gambar 4.1 dan 4.2 menunjukkan bagan (BFD) dan proses diagram alir (PFD) pada sistem konvensional.



Gambar 4.1. Bagan diagram alir secara konvensional



Gambar 4.2. Proses diagram alir secara konvensional

4.2. Produksi Gas Sintesa secara *Chemical Looping Reforming*

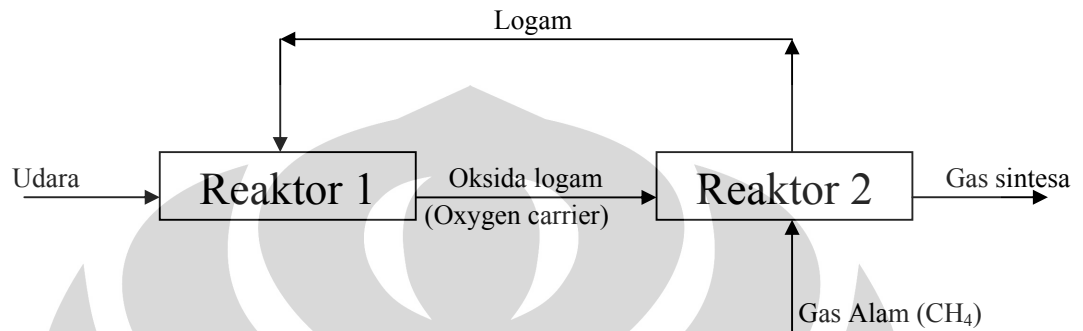
Seperti pada metode konvensional, umpan yang digunakan pada metode *chemical looping reforming* adalah gas alam yang berasal dari SANTAN LEX PLANT. Kondisi umpan berada pada 500 psia (34,47 atm) dan temperatur 700⁰F (371,11 ⁰C) dengan laju alir 300 kgmol/jam. Kondisi umpan ini masuk ke dalam reaktor yang beroperasi pada tekanan atmosfer dan suhu 1200 K. Sebelum umpan masuk ke reaktor terlebih dahulu dilewatkan ke *valve* VLV-100 sehingga tekanan akan berkurang hingga tekanan atmosfer. Setelah itu gas alam yang bertekanan atmosfer ini dipanaskan dalam *furnace* F-102 hingga 1200 K lalu masuk ke dalam reaktor R-100 dan bereaksi dengan oksigen yang berasal dari oksida logam sebagai *oxygen carrier*.

Pada reaktor yang kedua (R-101), udara berada pada kondisi tekanan atmosfer dan temperatur 27⁰C dengan laju alir 749,5 kgmol/jam terlebih dahulu menyerap panas dalam sebuah sistem penukar panas HE-101 dengan *top product* reaktor pertama sehingga udara akan lebih panas (394,5⁰C) dan *top product* akan lebih dingin (632,1⁰C). Lalu udara ini akan masuk ke sistem penukar panas yang kedua (HE-102) untuk menyerap panas dari *bottom product* reaktor pertama hingga udara temperaturnya naik menjadi 423,7⁰C. Kemudian udara ini akan masuk ke dalam reaktor kedua (R-101) bersamaan dengan produk bawah dari reaktor pertama yang komposisinya mengandung logam. Pada reaktor kedua ini, udara akan bereaksi dengan logam membentuk oksida logam dimana reaktor kedua ini beroperasi pada kondisi 1 atm dan temperatur 1185 K. ^[1]

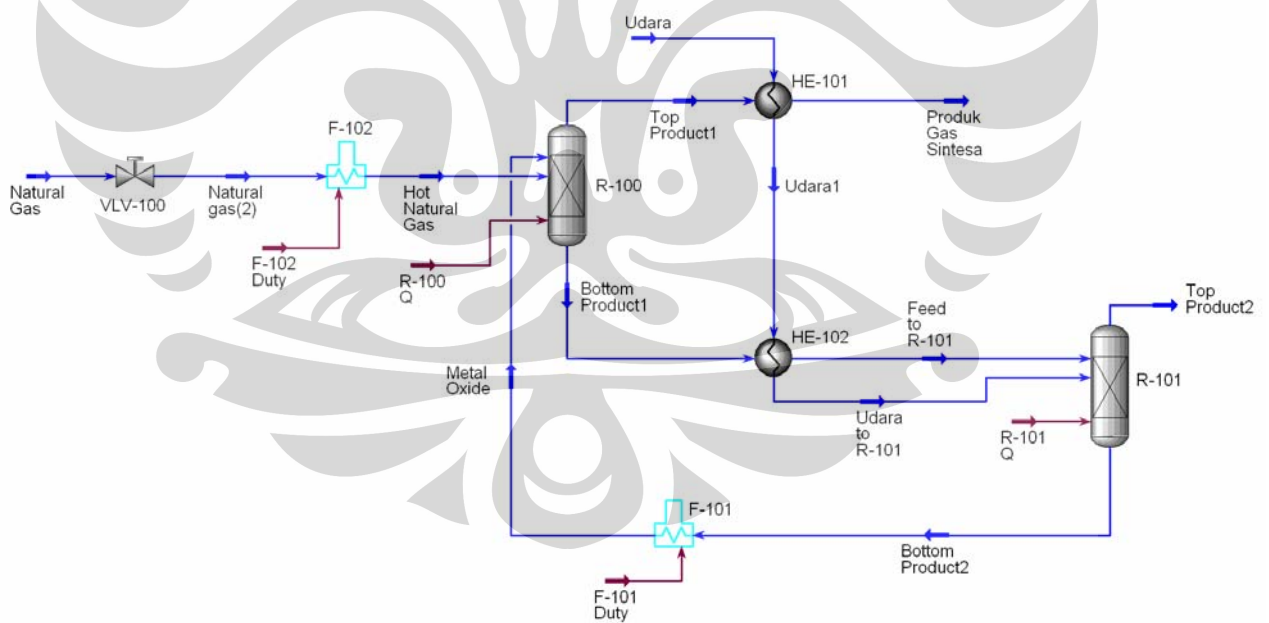
Produk oksida logam yang dihasilkan akan dialirkan menuju reaktor pertama. Sebelum masuk reaktor pertama, oksida logam yang mengandung Fe₂O₃ akan dipanaskan dalam sebuah *furnace* F-101 hingga temperaturnya 1200 K. Produk atas dari reaktor pertama yang komposisinya telah mengandung gas sintesa pada suhu 1200 K akan didinginkan melalui *heat exchanger* HE-101 dimana produk atas reaktor pertama ini akan melepaskan panas ke fluida udara sehingga gas sintesa yang dihasilkan menjadi lebih dingin dengan temperatur 632,1⁰C.

Kondisi operasi pada *chemical looping reforming* berlangsung pada tekanan atmosfer sehingga sangat menguntungkan, baik secara *safety* maupun ekonomis. Pada kedua reaktor yang digunakan terjadi kontak antara 2 fasa yang berbeda yaitu fasa padat dan fasa gas. Fasa gas akan masuk melalui bagian bawah reaktor lalu

kontak dengan fasa padat yang berada pada bagian atas sehingga kontak antara kedua fasa menjadi lebih efisien. Pada Gambar 4.3 dan 4.4 menunjukkan bagan (BFD) dan proses diagram alir (PFD) pada *chemical looping reforming*.



Gambar 4.3. Bagan diagram alir *chemical looping reforming*



Gambar 4.4. Proses diagram alir *chemical looping reforming*

BAB 5

HASIL DAN PEMBAHASAN

5.1. Pemilihan Kondisi Operasi Produksi Gas Sintesa

Pada penelitian ini digunakan dua kondisi operasi yang akan diperbandingkan yaitu secara konvensional dan *chemical looping reforming*, dimana untuk kedua kondisi tersebut menggunakan umpan yang sama yaitu gas alam yang berasal dari SANTAN LEX PLANT.

Tabel 5.1. Perbandingan umpan awal antara metode konvensional dan *chemical looping reforming*

Parameter	Konvensional	<i>Chemical looping reforming</i>
Tekanan umpan (atm)	34,47	34,47
Temperatur umpan ($^{\circ}\text{C}$)	371,1	371,1
Laju molar (kgmol/jam)	300	300

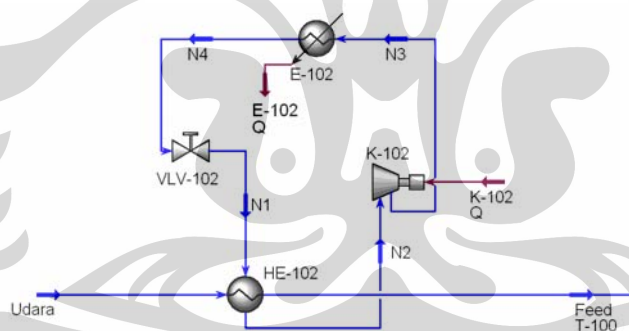
Untuk menyamakan kondisi antara umpan gas alam yang masuk dan reaktor yang digunakan maka perlu dilakukan proses pada umpan terlebih dahulu. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor berlangsung pada tekanan 1 atm dan temperatur 1200 K, karena itu umpan harus diturunkan tekanannya lalu temperaturnya dinaikkan. Umpan yang berada pada tekanan tekanan 34,47 atm dilewatkan pada *valve* sehingga tekanannya turun menjadi 1 atm. Lalu umpan dinaikkan temperaturnya menjadi 1200 K dengan mengalirkan umpan kedalam sebuah *furnace*.

5.2. Kondisi Operasi secara Konvensional

Pada metode ini udara yang digunakan terlebih dahulu diproses melalui *Air Separation Unit* (ASU) untuk mendapatkan oksigen murni lalu oksigen murni yang dihasilkan akan bereaksi dengan gas alam (CH_4) pada sebuah reaktor dimana reaksi ini berlangsung secara oksidasi parsial. Oksigen murni dibutuhkan agar rasio $\text{CH}_4/\text{O}_2 = 2$, jika rasio CH_4/O_2 tidak sama dengan 2 maka akan terjadi pembentukan karbon sehingga akan menurunkan selektifitas produk gas sintesa. Hal ini disebabkan karena O_2 yang tidak murni (konsentrasi O_2 berkurang) maka reaksi

pembakaran oleh O_2 menjadi tidak sempurna atau dengan kata lain suhu pembakaran menjadi turun karena kurangnya O_2 sehingga metana yang seharusnya bereaksi dengan O_2 akan terurai menjadi Carbon karena temperatur menjadi berkurang dan O_2 yang digunakan tidak mencukupi^[16]. Selektifitas juga akan menurun jika tidak menggunakan oksigen murni karena nitrogen dan argon yang terdapat di dalam udara bersifat inert dan akan keluar sebagai produk sehingga kuantitas produk gas sintesa yang dihasilkan akan menurun.

Air separation unit yang digunakan kolom distilasi untuk memisahkan gas-gas yang diinginkan seperti nitrogen, oksigen, argon, dan sebagainya. Kolom distilasi yang digunakan beroperasi pada tekanan 1 atm. Sebelum masuk kedalam kolom distilasi, maka udara perlu didinginkan hingga mencapai $-194^{\circ}C$ sehingga diperlukan suatu sistem pendinginan (*refrigeration*) menggunakan *refrigerant* agar udara berada dalam fasa liquid sehingga lebih mudah dipisahkan dalam kolom distilasi. Proses pendinginan udara ini akan membentuk suatu siklus refrigerasi dimana *refrigerant* yang digunakan adalah nitrogen. Siklus refrigerasi terdiri dari empat komponen yaitu *evaporator*, kompresor, kondenser dan *expansion valve*.



Gambar 5.1. Sistem refrigerasi untuk mendinginkan udara

Mula-mula udara berada pada kondisi tekanan 1 atm, temperatur $27^{\circ}C$ dan berada pada uap jenuh (superheated vapor) masuk kedalam *evaporator*. Refrigeran N_2 juga memasuki *evaporator* pada tekanan atmosfer dan temperatur $-195,8^{\circ}C$. Di *evaporator* refrigeran menyerap panas dari udara sehingga fasa refrigeran berubah menjadi uap jenuh dan berlangsung pada tekanan tetap (isobarik). Uap refrigeran akan dikompresi oleh kompresor sehingga tekanan keluar kompresor akan meningkat menjadi 3 atm dan berada pada fasa superheated, proses ini berlangsung secara isentropik. Refrigeran yang telah dikompresi akan dikondensasi di kondenser

sehingga fasa refrigeran menjadi cairan jenuh (*saturated liquid*), proses ini berlangsung pada tekanan tetap. Cairan refrigeran N_2 akan melewati *expansion valve*, proses ini berlangsung secara isentalpik dan tekanan keluaran valve menurun sama seperti kondisi masukan *evaporator*. Setelah memasuki *evaporator*, terjadi proses yang sama seperti keadaan awal sehingga terjadi suatu siklus. Evaporator yang digunakan adalah *Heat Exchanger* dengan aliran *co-current*. Di dalam *heat exchanger* dipertukarkan panas antara udara sebagai umpan dan nitrogen sebagai *refrigerant*. Pemanfaatan panas ini akan menguapkan refrigeran yang kemudian akan dialirkan ke kompresor dan udara akan berubah menjadi bentuk liquid. Siklus refrigerasi juga diperlukan pada kondenser untuk kolom distilasi.

Setelah dilakukan simulasi maka diperoleh komposisi dan spesifikasi lainnya yang dapat dilihat pada tabel 5.2 dan tabel 5.3.

Tabel 5.2. Hasil pada kolom distilasi

Parameter	Kolom Destilasi		
	Feed	Top Product	Bottom Product
Temperatur ($^{\circ}C$)	-194,3	-195.3	-183.2
Tekanan (atm)	1	1	1
Laju alir (kgmol/jam)	749.5	602.5	147
Komposisi (% mol):			
O ₂	0.2094	0.016522	0.999991
N ₂	0.7810	0.971538	0.000000
Argon (Ar)	0.0096	0.011940	0.000009
Jumlah <i>tray</i>	40		
<i>Tray</i> umpan	12		

Tabel 5.3. Perbandingan umpan, udara dan produk gas sintesa secara konvensional

Parameter	Umpan (gas alam) ke reaktor	O ₂ murni	Produk Gas Sintesa
Temperatur (°C)	926,9	926,9	632
Tekanan (atm)	1	1	1
<i>Molar flow (kgmol/jam)</i>	300	147	888
Komposisi (% mol):			
<i>methane</i> (CH ₄)	0.981226	0.000000	0.000434
<i>ethane</i> (C ₂ H ₆)	0.000230	0.000000	0.000078
O ₂	0.000000	0.999991	0.000000
N ₂	0.000940	0.000000	0.000318
CO ₂	0.017604	0.000000	0.005948
CO	0.000000	0.000000	0.331073
H ₂	0.000000	0.000000	0.662147
H ₂ O	0.000000	0.000000	0.000000
Argon (Ar)	0.000000	0.000009	0.000002

Kolom destilasi beroperasi pada tekanan 1 atm memiliki jumlah *tray* sebanyak 40 dimana umpan masuk pada *tray* yang ke 12 pada tekanan 1 atm dan temperatur -194,3°C. Cairan tersebut akan mengalir ke reboiler oleh karena gaya gravitasi. Di reboiler cairan akan berubah menjadi uap yang akan masuk ke kolom distilasi. Cairan yang tidak dapat teruapkan merupakan *bottom product* yang mengandung oksigen. Uap yang dihasilkan reboiler akan naik ke atas kolom melewati *tray* dan terjadi kontak dengan cairan yang turun ke reboiler. Uap yang kaya akan komponen yang lebih volatil akan didinginkan di kondenser dan ditampung di dalam *reflux drum*, dimana permukaan zat cair dijaga pada ketinggian tertentu. Cairan tersebut dipompa oleh pompa *reflux* dari *reflux drum* ke *tray* teratas. Kondensat yang tidak terikut terbawa merupakan *top product* yang kemudian akan didinginkan agar memudahkan dalam penyimpanan. Cairan yang dikembalikan ke

kolom akan kembali mengalami kontak dengan uap, komponen yang volatil akan mengalir ke bagian atas kolom sedangkan yang kurang volatil akan jatuh ke reboiler untuk kembali diuapkan kembali, demikian seterusnya hingga diperoleh produk yang diinginkan. *Top product* kolom destilasi kaya akan uap nitrogen (97,15%) dengan temperatur -195°C . Hasil *Bottom product* pada kolom destilasi ini kaya akan oksigen (99,99%) yang akan dialirkan ke reaktor untuk bereaksi dengan gas alam melalui proses oksidasi parsial. Sebelum masuk reaktor, oksigen yang berasal dari ASU pada temperatur -183°C terlebih dahulu dinaikkan suhunya dengan cara akan menyerap panas pada sebuah *heat exchanger* dari fluida *bottom product* reaktor pertama sehingga temperaturnya akan naik menjadi 25°C . Oksigen ini kemudian dipanaskan dalam sebuah *furnace* hingga mencapai 1200 K. Pada bagian lain, umpan gas alam yang berada berada pada 34,47 atm dan temperatur $371,11^{\circ}\text{C}$ terlebih dahulu dilewatkan ke *valve* untuk mengurangi tekanan hingga tekanan atmosfer. Setelah itu gas alam yang bertekanan atmosfer ini dipanaskan dalam *furnace* hingga 1200 K lalu masuk kedalam reaktor dan bereaksi dengan oksigen yang berasal dari unit ASU. Produk gas sintesa yang dihasilkan akan melewati bagian bawah dari reaktor yang akan menuju sistem penukar panas HE-100 untuk memberikan panasnya kepada fluida oksigen yang digunakan hingga temperaturnya turun menjadi $860,8^{\circ}\text{C}$. Produk gas sintesa ini kemudian akan melewati sistem penukar panas lagi untuk memberikan panas kepada fluida *top product* kolom destilasi yang kaya akan nitrogen sehingga temperaturnya turun lagi menjadi 632°C .

5.3. Kondisi Operasi secara *Chemical Looping Reforming*

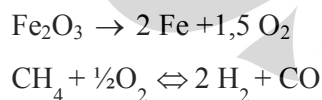
Setelah dilakukan simulasi maka hasil yang didapatkan dapat dilihat pada tabel 5.4.

Tabel 5.4. Perbandingan umpan, udara dan produk gas sintesa secara *chemical looping reforming*

Parameter	Umpan (gas alam) ke reaktor	Oksida logam (Fe_2O_3)	Gas Sintesa
Temperatur ($^{\circ}\text{C}$)	926,9	926,9	632,1
Tekanan (atm)	1	1	1
<i>Molar flow (kgmol/jam)</i>	300	97,98	887,9

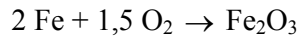
Komposisi (% mol):			
<i>methane</i> (CH ₄)	0.981226	0.00000	0.000464
<i>ethane</i> (C ₂ H ₆)	0.000230	0.00000	0.000078
O ₂	0.000000	0.00000	0.000000
N ₂	0.000940	0.00000	0.000318
CO ₂	0.017604	0.00000	0.005948
CO	0.000000	0.00000	0.331064
H ₂	0.000000	0.00000	0.662128
H ₂ O	0.000000	0.00000	0.000000
Argon (Ar)	0.000000	0.00000	0.000000
Fe ₂ O ₃	0.000000	1.00000	0.000000

Seperti pada metode konvensional, umpan gas alam yang digunakan pada metode *chemical looping reforming* adalah gas alam yang berasal dari SANTAN LEX PLANT. Sebelum umpan masuk ke reaktor terlebih dahulu dilewatkan ke *valve* sehingga tekanan akan berkurang hingga tekanan atmosfer. Setelah itu gas alam yang bertekanan atmosfer ini dipanaskan dalam sebuah *furnace* hingga 1200 K lalu masuk ke dalam reaktor. Oksida logam Fe₂O₃ sebagai *oxygen carrier* yang berasal dari reaktor kedua setelah dipanaskan hingga 1200 K juga akan memasuki reaktor pertama. Oksigen yang dibawa oleh oksida logam ini yang akan bereaksi dengan gas alam (CH₄) menghasilkan gas sintesa. Logam Fe yang dihasilkan akan menuju reaktor kedua.



Pada reaktor yang kedua, udara berada pada kondisi tekanan atmosfer dan temperatur 27⁰C dengan laju alir 1000 kgmol/jam terlebih dahulu menyerap panas dalam sebuah sistem penukar panas dengan *top product* reaktor pertama sehingga udara akan lebih panas (394,5⁰C) dan *top product* akan lebih dingin (632,1⁰C). Lalu udara ini akan masuk ke sistem penukar panas yang kedua untuk menyerap panas dari *bottom product* reaktor pertama kemudian udara ini akan masuk ke dalam

reaktor kedua bersamaan dengan produk bawah dari reaktor pertama yang komposisinya mengandung logam Fe. Pada reaktor kedua ini, udara akan bereaksi dengan logam membentuk oksida logam dan dalam hal ini logam Fe akan teroksidasi menjadi oksida logam Fe₂O₃.



Reaktor kedua ini beroperasi pada kondisi 1 atm dan temperatur 1185 K karena jika lebih rendah dari 1185 K akan memberikan hasil campuran Fe₂O₃ dan Fe₃O₄ sedangkan jika lebih tinggi dari 1185 K maka logam Fe akan terdekomposisi^[1].

Produk oksida logam yang dihasilkan akan dialirkan menuju reaktor pertama. Sebelum masuk reaktor pertama, oksida logam yang mengandung Fe₂O₃ akan dipanaskan dalam sebuah *furnace* hingga temperturnya 1200 K. Produk atas dari reaktor pertama yang komposisinya telah mengandung gas sintesa pada suhu 1200 K akan didinginkan melalui *heat exchanger* dimana produk atas reaktor pertama ini akan melepaskan panas ke fluida udara sehingga gas sintesa yang dihasilkan menjadi lebih dingin dengan temperatur 632,1⁰C.

Pada metode *chemical looping reforming*, proses perpindahan panas secara langsung terjadi antara gas dan partikel OC (*oxygen carrier*)/RC (*reforming catalyst*) yaitu oksida logam sehingga perpindahan panas menjadi lebih efisien. Disamping itu penggunaan udara (oksigen) yang berfungsi sebagai oksidator, dalam hal ini tidak perlu mendirikan pabrik separasi udara sehingga tidak membutuhkan biaya mahal. Kondisi operasi pada *chemical looping reforming* berlangsung pada tekanan atmosfer sehingga sangat menguntungkan, baik secara *safety* maupun ekonomis. Pada kedua reaktor yang digunakan terjadi kontak antara 2 fasa yang berbeda yaitu fasa padat dan fasa gas. Fasa gas akan masuk melalui bagian bawah reaktor lalu kontak dengan fasa padat yang berada pada bagian atas sehingga kontak antara kedua fasa menjadi lebih efisien. Karena reaksi antara metana dan oksigen berlangsung pada kondisi eksoterm maka reaktor yang digunakan perlu diberi pendingin air sehingga tidak ada panas yang dilepas, melainkan panas yang berasal dari reaksi eksoterm tersebut akan kembali kedalam reaktor sehingga operasi didalam reaktor tetap berlangsung pada kondisi yang diinginkan.

5.4. Perbandingan Metode Konvensional dan *Chemical Looping reforming*

5.4.1. Neraca Massa

Dengan spesifikasi umpan gas alam yang masuk kedalam reaktor adalah sama dengan kondisi tekanan 1 atm, temperatur 1200 K dan laju alir 300 kgmol/jam dan setelah dilakukan simulasi maka didapatkan hasil neraca massa pada reaktor oksidasi parsial seperti pada tabel 5.5 dan tabel 5.6.

Tabel 5.5. Neraca massa pada metode konvensional

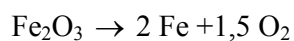
Komponen	Umpan (300 kgmol/jam)		Oksigen murni (147 kgmol/jam)		Produk gas sintesa (888 kgmol/jam)	
	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)
<i>methane</i> (CH ₄)	0.981226	294.368	0.000000	0.000	0.000434	0.385
<i>ethane</i> (C ₂ H ₆)	0.000230	0.069	0.000000	0.000	0.000078	0.069
O ₂	0.000000	0.000	0.999991	146.999	0.000000	0.000
N ₂	0.000940	0.282	0.000000	0.000	0.000318	0.282
CO ₂	0.017604	5.281	0.000000	0.000	0.005948	5.281
CO	0.000000	0.000	0.000000	0.000	0.331073	293.994
H ₂	0.000000	0.000	0.000000	0.000	0.662147	587.988
H ₂ O	0.000000	0.000	0.000000	0.000	0.000000	0.000
Argon (Ar)	0.000000	0.000	0.000009	0.001	0.000002	0.001

Untuk metode konvensional, oksigen yang digunakan sepenuhnya dikonsumsi untuk bereaksi dengan metana dimana rasio CH₄:O₂ = 2:1 sedangkan konversi metana sebesar 99,87%.

Tabel 5.6. Neraca massa pada metode *chemical looping reforming*

Komponen	Umpan (300 kgmol/jam)		Fe ₂ O ₃ (97,98 kgmol/jam)		Produk gas sintesa (887,9 kgmol/jam)	
	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)
<i>methane</i> (CH ₄)	0.981226	294.368	0.00000	0.000	0.000464	0.412
<i>ethane</i> (C ₂ H ₆)	0.000230	0.069	0.00000	0.000	0.000078	0.069
O ₂	0.000000	0.000	0.00000	0.000	0.000000	0.000
N ₂	0.000940	0.282	0.00000	0.000	0.000318	0.282
CO ₂	0.017604	5.281	0.00000	0.000	0.005948	5.281
CO	0.000000	0.000	0.00000	0.000	0.331064	293.952
H ₂	0.000000	0.000	0.00000	0.000	0.662128	587.904
H ₂ O	0.000000	0.000	0.00000	0.000	0.000000	0.000
Argon (Ar)	0.000000	0.000	0.00000	0.000	0.000000	0.000
Fe ₂ O ₃	0.000000	0.000	1.00000	97.980	0.000000	0.000

Untuk metode *chemical looping reforming*, oksigen yang berasal dari Fe₂O₃ (*oxygen carrier*) sepenuhnya dikonsumsi untuk bereaksi dengan metana sesuai dengan reaksi:



Dimana oksigen yang digunakan = 1,5 x 97,98 = 146,97 kgmol/jam sehingga rasio CH₄:O₂ = 2:1 sedangkan konversi metana sebesar 99,86%.

5.4.2. Perbandingan Spesifikasi

Dengan spesifikasi umpan gas alam yang masuk ke dalam reaktor adalah sama dengan kondisi tekanan 1 atm, temperatur 1200 K dan laju alir 300 kgmol/jam dan setelah dilakukan simulasi maka didapatkan hasil seperti pada tabel 5.7.

Tabel 5.7. Perbandingan spesifikasi

Parameter	Umpan (gas alam) ke reaktor	Konvensional	<i>Chemical looping reforming</i>
Temperatur ($^{\circ}\text{C}$)	926,9	632	632,1
Tekanan (atm)	1	1	1
<i>Molecular weight</i>	16,55	10,889	10,889
<i>Molar flow (kgmol/jam)</i>	300	888	887,9
<i>Molar Density (kgmol/m³)</i>	0,010153	0,013462	0,013462
<i>Viscosity (cP)</i>	0,033327	0,030632	0,028565
Komposisi (% mol):			
<i>methane (CH₄)</i>	0.981226	0.000434	0.000464
<i>ethane (C₂H₆)</i>	0.000230	0.000078	0.000078
O ₂	0.000000	0.000000	0.000000
N ₂	0.000940	0.000318	0.000318
CO ₂	0.017604	0.005948	0.005948
CO	0.000000	0.331073	0.331064
H ₂	0.000000	0.662147	0.662128
H ₂ O	0.000000	0.000000	0.000000
Argon (Ar)	0.000000	0.000002	0.000000

Terlihat bahwa pada metode konvensional memiliki viskositas yang lebih tinggi dibandingkan hasil dari *chemical looping reforming*. Karena viskositas ini berhubungan dengan kekentalan dimana makin tinggi viskositas maka kekentalan suatu zat juga akan semakin besar sehingga produk gas sintesa yang dihasilkan secara konvensional lebih kental. Pada kedua metode masih mengandung CH₄ karena masih ada CH₄ yang belum bereaksi dengan oksigen dimana konversi metana sekitar 99,86% dan pada kedua metode masih terdapat etana karena gas alam yang digunakan mengandung etana. Pada kedua metode tidak mengandung oksigen karena semua oksigen yang digunakan telah bereaksi dengan metana. Komposisi gas sintesa (CO dan H₂) yang dihasilkan mempunyai rasio H₂:CO = 2:1 sehingga produk gas sintesa ini dapat digunakan pada proses Fischer-Tropsch. Pada kedua metode, produk gas sintesa mengandung nitrogen karena nitrogen ini bersifat inert yang tidak ikut bereaksi dimana nitrogen ini berasal dari gas alam. Pada metode konvensional, terdapat kandungan argon karena oksigen murni yang digunakan mengandung argon. Karena argon ini bersifat gas mulia dan stabil (sukar bereaksi dengan zat lain) maka argon ini akan terikut pada produk yang dihasilkan. Sedangkan pada metode CLR tidak mengandung argon karena komposisi umpan dan oksida logam Fe₂O₃ yang digunakan tidak mengandung argon. Secara keseluruhan, laju alir dan komposisi produk gas sintesa yang dihasilkan pada metode CLR sama dengan metode konvensional.

5.4.3. Perbandingan Energi

✚ Pemakaian Bahan Bakar

Pada kedua metode memakai *furnace* yang digunakan untuk memanaskan gas alam sebelum masuk ke dalam reaktor dengan laju alir 300 kgmol/jam. Dengan menggunakan harga bahan bakar elpiji pada harga Rp 6500,- per kg dan bahan bakar tersebut memiliki berat jenis = 0,5850 g/cm³ = 0,5850 kg/dm³, maka:

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{bahanbakar}} \times m_{\text{bahanbakar}} &= m_{\text{feed ke reaktor}} \times Cp_{\text{feed}} \times \Delta T \\ 377,15 \text{ kJ/kg} \times m_{\text{bahanbakar}} &= 300 \text{ kg/jam} \times 3,849 \text{ kJ/kg.K} \times (1200 - 644,1) \text{ K} \\ m_{\text{bahanbakar}} &= \frac{641897,73}{377,15} \\ m_{\text{bahanbakar}} &= 1701,97 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka biaya yang harus dikeluarkan untuk keperluan bahan bakar adalah:
(jika pabrik beroperasi selama 24 jam)

$$\begin{aligned} &= 1701,97 \text{ kg/jam} \times \text{Rp } 6500/\text{kg} \\ &= \text{Rp } 11.062.805,- /\text{jam} \\ &= \text{Rp } 265.507.320,- /\text{hari} \end{aligned}$$

Pada metode konvensional menggunakan tambahan 1 *furnace* agar temperatur oksigen berubah dari 25⁰C menjadi 926,9⁰C.

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{bahanbakar}} \times m_{\text{bahanbakar}} &= m_{\text{oksigen}} \times C_p_{\text{oksigen}} \times \Delta T \\ 377,15 \text{ kJ/kg} \times m_{\text{bahanbakar}} &= 134 \text{ kg/jam} \times 0,654 \text{ kJ/kg.K} \times (1200 - 298) \text{ K} \\ m_{\text{bahanbakar}} &= \frac{79.047.672}{377,15} \\ m_{\text{bahanbakar}} &= 209,592 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka biaya yang harus dikeluarkan untuk keperluan bahan bakar agar temperatur oksigen berubah dari 25⁰C menjadi 926,9⁰C adalah: (jika pabrik beroperasi selama 24 jam)

$$\begin{aligned} &= 209,592 \text{ kg/jam} \times \text{Rp } 6500/\text{kg} \\ &= \text{Rp } 1.362.348,- /\text{jam} \\ &= \text{Rp } 32.696.352,- /\text{hari} \end{aligned}$$

Pada metode *chemical looping reforming* menggunakan tambahan 1 *furnace* agar temperatur oksida logam Fe₂O₃ berubah dari 1185 K menjadi 1200 K.

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{bahanbakar}} \times m_{\text{bahanbakar}} &= m_{\text{oksida log am}} \times C_p_{\text{oksida log am}} \times \Delta T \\ 377,15 \text{ kJ/kg} \times m_{\text{bahanbakar}} &= 89,08 \text{ kg/jam} \times 4,129 \text{ kJ/kg.K} \times (1200 - 1185) \text{ K} \\ m_{\text{bahanbakar}} &= \frac{5517,17}{377,15} \\ m_{\text{bahanbakar}} &= 14,629 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka biaya yang harus dikeluarkan untuk keperluan bahan bakar agar temperatur oksida logam Fe_2O_3 berubah dari 1185 K menjadi 1200 K adalah: (jika pabrik beroperasi selama 24 jam)

$$= 14,629 \text{ kg/jam} \times \text{Rp } 6500/\text{liter}$$

$$= \text{Rp } 95.089,- /\text{jam}$$

$$= \text{Rp } 2.282.136,- /\text{hari}$$

Tabel 5.8. Biaya bahan bakar metode konvensional dan *chemical looping reforming*

Parameter	Konvensional (Rp/hari)	<i>Chemical looping reforming</i> (Rp/hari)
<i>Furnace 1:</i>		
<i>Mass flow (kg/jam)</i>	1701,97	1701,97
Biaya	265.507.320	265.507.320
<i>Furnace 2:</i>		
<i>Mass flow (kg/jam)</i>	209,592	14,629
Biaya	32.696.352	2.282.136
Total Biaya	298.203.672	267.789.456

Terlihat bahwa metode konvensional membutuhkan biaya bahan bakar yang lebih banyak dibandingkan metode *chemical looping reforming*.

✚ Pemakaian air pada *reboiler* dan reaktor

Pada metode konvensional menggunakan 1 buah *reboiler* dan 1 buah reaktor sedangkan pada metode CLR menggunakan 2 buah reaktor namun tidak menggunakan *reboiler*. Pada *reboiler*, air digunakan sebagai pemanas. Air yang digunakan pada *reboiler* tidak mengalami perubahan fasa dan setelah dilakukan simulasi, maka banyaknya air yang diperlukan dapat dilihat pada tabel 5.9.

Tabel 5.9. Biaya air pada *reboiler* di kolom destilasi

Parameter	<i>Reboiler</i>
<i>Mass flow water</i> (kg/hr)	9008
<i>Volume flow water</i> (liter/hr)	9008
Biaya <i>water</i> (Rp/jam)	9.008.000
Biaya <i>water</i> (Rp/hari)	216.192.000

Reaktor menggunakan pendingin karena reaksi yang terjadi bersifat eksoterm (mengeluarkan panas) sehingga untuk mempertahankan kondisi reaktor maka reaktor perlu diberi pendingin dimana pendingin yang digunakan adalah air. Karena air yang digunakan mengalami perubahan fasa maka nilai kalor air yang digunakan adalah panas laten. Air memiliki nilai kalor laten sebesar 14799,01 kJ/liter. Jika harga air adalah Rp 1000,- per liter.

$$Q_{alat} = \bar{m} \times \text{nilai kalor air}$$

$$\bar{m} = \frac{Q_{alat}}{\text{nilai kalor air}}$$

$$\bar{m}_{air} = \frac{Q_{reaktor}}{\text{nilai kalor air}} = \frac{6,458 \cdot 10^6 \text{ kJ / jam}}{14799,01 \text{ kJ / liter}} = 436,38 \text{ liter / jam}$$

$$\text{Biaya air} = 436,38 \text{ liter/jam} \times \text{Rp } 1.000,- / \text{jam} = \text{Rp } 436.380,- / \text{jam}$$

$$= \text{Rp } 10.473.120,- / \text{hari}$$

Tabel 5.10. Biaya air pada reaktor di kedua metode

Parameter	Konvensional	<i>Chemical looping reforming</i>	
	Reaktor R-100	Reaktor R-100	Reaktor R-101
$Q_{reaktor}$ (kJ/jam)	$6,458 \times 10^6$	$6,106 \times 10^7$	$5,579 \times 10^7$
<i>Volume flow</i> (liter/jam)	436,38	4.125,95	3.769,85

Biaya (Rp/jam)	436.380	4.125.950	3.769.850
Biaya (Rp/hari)	10.473.120	99.022.800	90.476.400
Total biaya air (Rp/hari)	10.473.120	189.499.200	

✚ Beban kompresor

Biaya pada kompresor ini ditekankan pada biaya listrik yang diperlukan untuk memenuhi beban kompresor pada *air separation unit*. Biaya listrik diasumsikan Rp.1300,- per kWh.

Tabel 5.11. Biaya pada kompresor

Alat	Konvensional		
	Beban	Biaya (Rp/jam)	Biaya (Rp/hari)
<i>Kompresor K-102 (kW)</i>	430.3	559.390	13.425.360
<i>Kompresor K-103 (kW)</i>	2629.0	3.417.700	82.024.800
<i>Kompresor K-104 (kW)</i>	569.3	740.090	17.762.160

Sehingga total biaya pada kompresor adalah:

$$= \text{Rp } 13.425.360 + \text{Rp } 82.024.800 + \text{Rp } 17.762.160$$

$$= \text{Rp } 113.212.320,- /\text{hari}$$

Tabel 5.12. Total biaya pada konvensional dan *chemical looping reforming*

Parameter	Konvensional (Rp)	<i>Chemical looping reforming</i> (Rp)
Biaya bahan bakar (hari)	298.203.672	267.789.456
Biaya air (hari)	226.665.120	189.499.200
Biaya kompresor (hari)	113.212.320	-
Total Biaya (hari)	638.081.112	457.288.656

Dari hasil analisa biaya diatas, terlihat bahwa metode *chemical looping reforming* lebih menguntungkan karena membutuhkan biaya yang lebih sedikit dibandingkan metode konvensional dilihat dari penggunaan energi. Kemudian pada metode konvensional biaya secara keseluruhan sangat mahal. Hal ini disebabkan karena pada metode konvensional membutuhkan oksigen murni dimana untuk menghasilkan oksigen murni ini perlu dibangun unit pemisahan udara (*Air Separation unit*). Dengan adanya ASU ini maka dibutuhkan tambahan peralatan-peralatan seperti kompresor, kolom destilasi, *valve*, *heat exchanger* dan peralatan pendukung lainnya seperti pipa, gedung kantor, gedung *warehouse* dan sebagainya. Selain itu unit pemisahan udara beroperasi pada suhu yang sangat dingin (*cryogenic*) dengan temperatur -190°C sehingga membutuhkan kondisi dan keadaan yang ekstra misalnya perlunya isolasi terhadap peralatan proses untuk mendukung pengoperasian dan pemisahan udara agar didapatkan hasil yang optimal. Sedangkan pada *chemical looping reforming* tidak memerlukan unit pemisahan udara karena oksigen yang akan digunakan berasal dari oksida logam sebagai *oxygen carrier*. Sehingga dalam pengoperasiannya, metode CLR tidak memerlukan peralatan dan fasilitas pendukung sebanyak metode konvensional. Dari perhitungan beban energi diatas, jika dibuat perbandingan antara metode konvensional dan *chemical looping reforming* maka:

$$\begin{aligned}
 &= \frac{638.081.112 - 457.288.656}{457.288.656} \times 100\% \\
 &= 39,54\%
 \end{aligned}$$

Terlihat bahwa untuk memproduksi gas sintesa secara oksidasi parsial dengan *chemical looping reforming* dapat dilakukan penghematan energi sebesar 39,54% dibandingkan metode konvensional.

BAB 6

KESIMPULAN

Proses pembuatan gas sintesa yang memanfaatkan *partial oxidation* membutuhkan biaya energi yang besar karena adanya kebutuhan oksigen dengan kemurnian tinggi. Sebagai alternatif, diusulkan untuk menggunakan *chemical looping reforming*. Proses ini pada prinsipnya adalah *partial oxidation* yang memanfaatkan oksida logam sebagai *oxygen carrier*. Dari penelitian ini dapat disimpulkan bahwa untuk menghasilkan 888 kgmol/jam gas sintesa:

- Metode konvensional, membutuhkan energi panas sebesar 9600 kW dan energi listrik untuk refrigerasi sebesar 3700 kW
- Metode *chemical looping reforming*, membutuhkan energi panas sebesar 8600 kW dan tidak memerlukan refrigerasi.
- Dari segi biaya utilitas, penghematan yang bisa dicapai dengan penggunaan *chemical looping reforming* adalah sebesar 39,50%

Pengembangan CLR melalui teknologi yang berkesinambungan harus ditingkatkan sehingga pemanfaatan sumber daya alam hidrokarbon yang tersisa secara optimal bukan lagi sebagai wacana.

DAFTAR PUSTAKA

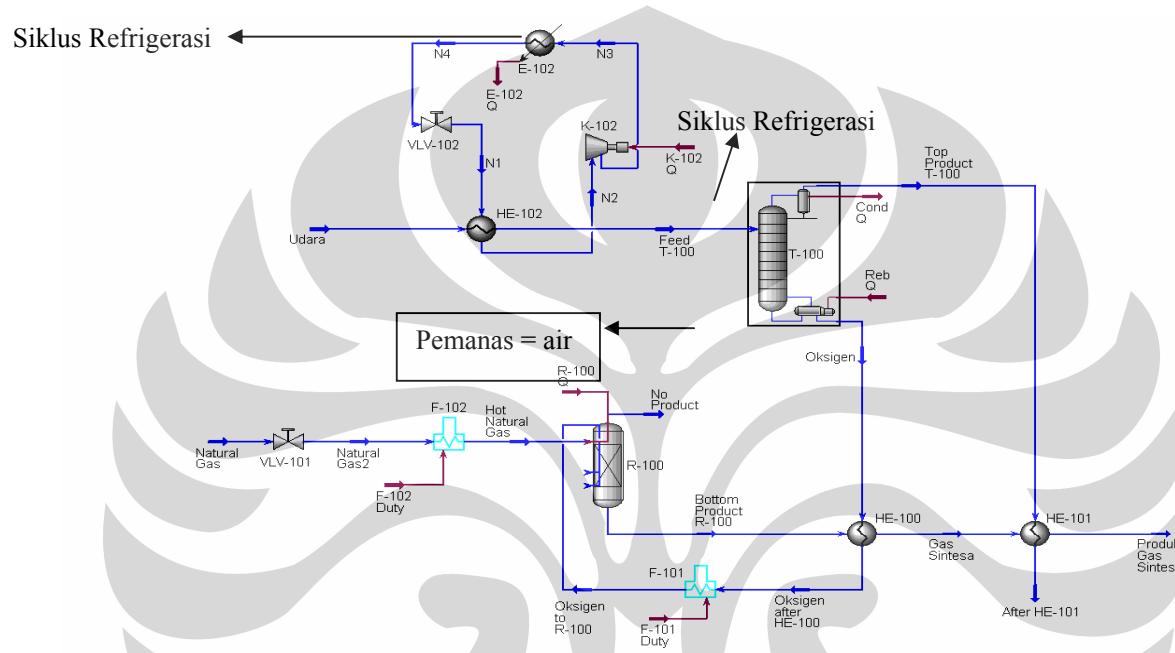
1. A. Abad, T. Mattison, A. Lyngfelt, M. Johansson. *The Use of Iron Oxide as Oxygen Carrier in a Chemical Looping Reactor*. Department of Chemical and Biological Engineering. University of Technology. S-421 96 Goteborg. Sweden. October 25, 2006.
2. Allam R. J., Smith R. A., Sorensen J. C., and Stein V. E. *Air Separations Units, Design and Future Development*. Presented at ECOS 2000, Gasification of Coal, Biomass and Oil, EURO THERM Seminar N 65. University of Twente, The Netherlands. July 5 -7, 2000.
3. Anonim. *Ranked in order of 2006 worldwide oil equivalent reserves as in "OGJ 200/100"*. Oil & Gas Journal. September 17, 2008.
4. Anonim. *Cadangan Hidrokarbon Indonesia*.
http://www.indonesia.go.id/index.php?option=com_content&task=view&id=3541&Itemid=687. (19 Mei 2008)
5. Chevron Indonesia Company. *The Result of Analysis from Lex Plant*. Santan Laboratory. Santan, East Kalimantan. September. 2008
6. H. R. Perry, D. W. Green, J. O. Maloney. *Perry's Chemical Engineers' Handbook (7th Ed)*. The McGraw-Hill Companies Inc. New York. 1997.
7. Ishida, M. and H. Jin. *CO₂ recovery in a power plant with Chemical Looping Combustion Systems*. Energy Conversion and Management, 38: p. S187-S192. 1997.
8. J. B. Jones and G. A. Hawkins. *Engineering Thermodynamic*, 2nd. New York. 1986.
9. J. G. Hartley. *Thermodynamic*. Harper & Row. New York. 1985.
10. Joseph T. Bernstein. *Cryogenic Argon Production*. Modern Air Separation Plant Technology Conference. Chengdu, People's Republic of China. July 26-27, 1999.
11. Kooijman H, Taylor Ross, Jasper van Baten. *The ChemSep/COCO Casebook: Air Separation Unit*. Clarkson University, Postdam, New York and AmsterCHEM, Delft, The Netherlands. 2006.

12. Maestri M., Beretta A., Groppi G., Tronconi E., Forzatti P. *Comparison Among Structured and Packed-bed Reactors for the Catalytic Partial Oxidation of CH₄ at Short Contact Times*. Dipartimento di Chimica, Politecnico di Milano, Milano, Italy. 2005.
13. Mattison T, Lyngfelt A, Cho P. *The Use of Iron Oxide as an Oxygen Carrier in Chemical Looping Combustion of Methane with Inherent Separation of CO₂*; Fuel 2001. 80:1953-62.
14. Michael J. Moran. Howard N. Shapiro. *Fundamental of Engineering Thermodynamic*. John Wiley and Son Inc. 2000.
15. R. C. Fellingner and W. J. Cook. *Introduction to Engineering Thermodynamic*. WCB, Dubuque. 1985.
16. S. C. Tsang, J. B. Claridge, M. L. H. Green. *Recent Advances in The Conversion of Methane to Synthetic Gas*. Inorganic Chemistry Laboratory. University of Oxford. South Parks Road. OXI 3QR. United Kingdom. 1995.
17. W. Z. Black Sumaryono. *Burner Batubara*. Departemen Energi & Sumber Daya Mineral, Pusat Penelitian dan Pengembangan Teknologi Mineral dan Batubara. 2006. Bandung.
18. Zhu J. N., J. Bromly, and D. K. Zhang. *A New Natural Gas Reforming Concept: Chemical Looping Reforming*. 5th Asia-Pacific Conference on Combustion. The University of Adelaide, Adelaide, Australia. July 17 – 20, 2005.
19. Zhu J. N., D. Zhang, K. D. King. *Reforming of CH₄ by Partial Oxidation: Thermodynamic and Kinetic Analyses*. Department of Chemical Engineering, The University of Adelaide, Adelaide, SA 5005, Australia. October 02, 2000.



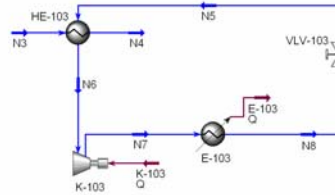


Lampiran 1. Hasil simulasi produksi gas sintesa secara konvensional



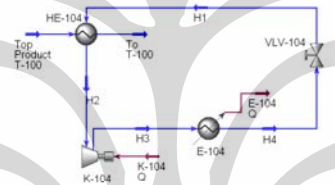
		Streams										
		Udara	Top Product T-100	Oksigen	Natural Gas	Natural Gas2	Hot Natural Gas	Bottom Product R-100	No Product	Oksigen to R-100	Oksigen to R-100	
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	
Temperature	C	27.00	-185.3	-183.2	371.1	368.9	926.9	926.9	926.9	926.9	926.9	
Pressure	kPa	101.3	101.3	101.3	3447	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	
Molar Flow	kgmole/h	749.5	602.5	147.0	300.0	300.0	300.0	888.0	0.0000	147.0	147.0	
Mass Flow	kg/h	2.171e+004	1.700e+004	4704	4965	4965	4965	9669	0.0000	4704	4704	
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/h	24.96	20.82	4.135	16.07	16.07	16.07	27.59	0.0000	4.135	4.135	
Heat Flow	kJ/h	3.755e+004	-3.818e+006	-1.891e+006	-1.952e+007	-1.952e+007	-8.157e+006	-1.024e+007	0.0000	4.373e+006	4.373e+006	
Molar Enthalpy	kJ/kgmole	50.11	-6333	-1.286e+004	-6.505e+004	-6.505e+004	-2.719e+004	-1.153e+004	-1.153e+004	2.975e+004	2.975e+004	
		Produk Gas Sintesa	Gas Sintesa	Feed T-100	N1	N4	N2	N3	Oksigen after HE-100	After HE-101		
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	0.0000	0.0628	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000		
Temperature	C	632.0	860.8	-184.3	-185.8	-189.4	-132.2	-89.85	25.00	172.4		
Pressure	kPa	101.3	101.3	101.3	101.3	202.6	101.3	202.6	101.3	101.3		
Molar Flow	kgmole/h	888.0	888.0	749.5	1300	1300	1300	1300	147.0	602.5		
Mass Flow	kg/h	9669	9669	2.171e+004	3.647e+004	3.647e+004	3.647e+004	3.647e+004	4704	1.700e+004		
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/h	27.59	27.59	24.96	45.12	45.12	45.12	45.12	4.135	20.82		
Heat Flow	kJ/h	-1.856e+007	-1.213e+007	-9.111e+006	-1.505e+007	-1.505e+007	-5.900e+006	-4.351e+006	-1403	2.612e+006		
Molar Enthalpy	kJ/kgmole	-2.090e+004	-1.386e+004	-1.216e+004	-1.158e+004	-1.158e+004	-4538	-3347	-9.543	4336		

Lampiran 2. Siklus refrigerasi Nitrogen, Condenser T-100, dan kebutuhan air pada *reboiler* T-100



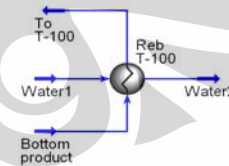
	Streams							
	N5	N6	N3	N4	N7	N8	K-103 Q	E-103 Q
Vapour Fraction	0.3357	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000		
Temperature C	-195.8	-186.5	-89.85	-189.4	-58.39	-165.6		
Pressure kPa	101.3	101.3	202.6	202.6	1277	1277		
Molar Flow kgmole/h	2700	2700	1300	1300	2700	2700		
Mass Flow kg/h	7.574e+004	7.574e+004	3.647e+004	3.647e+004	7.574e+004	7.574e+004		
Std Ideal Liq Vol Flow m3/h	93.72	93.72	45.12	45.12	93.72	93.72		
Heat Flow kJ/h	-2.716e+007	-1.646e+007	-4.351e+006	-1.505e+007	-6.993e+006	-2.716e+007	9.465e+006	2.016e+007
Molar Enthalpy kJ/kgmole	-1.006e+004	-6096	-3347	-1.158e+004	-2560	-1.006e+004		

Siklus refrigerasi Nitrogen



	Streams							
	H1	H2	Top Product T-100	To T-100	H3	H4	K-104 Q	E-104 Q
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000		
Temperature C	-254.5	-227.6	-191.3	-195.8	-190.4	-254.7		
Pressure kPa	101.3	101.3	101.3	101.3	506.6	506.6		
Molar Flow kgmole/h	2000	2000	586.0	586.0	2000	2000		
Mass Flow kg/h	4032	4032	1.654e+004	1.654e+004	4032	4032		
Std Ideal Liq Vol Flow m3/h	57.72	57.72	20.25	20.25	57.72	57.72		
Heat Flow kJ/h	-1.761e+007	-1.426e+007	-3.644e+006	-6.996e+006	-1.221e+007	-1.761e+007	2.050e+006	5.401e+006
Molar Enthalpy kJ/kgmole	-8807	-7132	-6219	-1.194e+004	-6107	-8807		

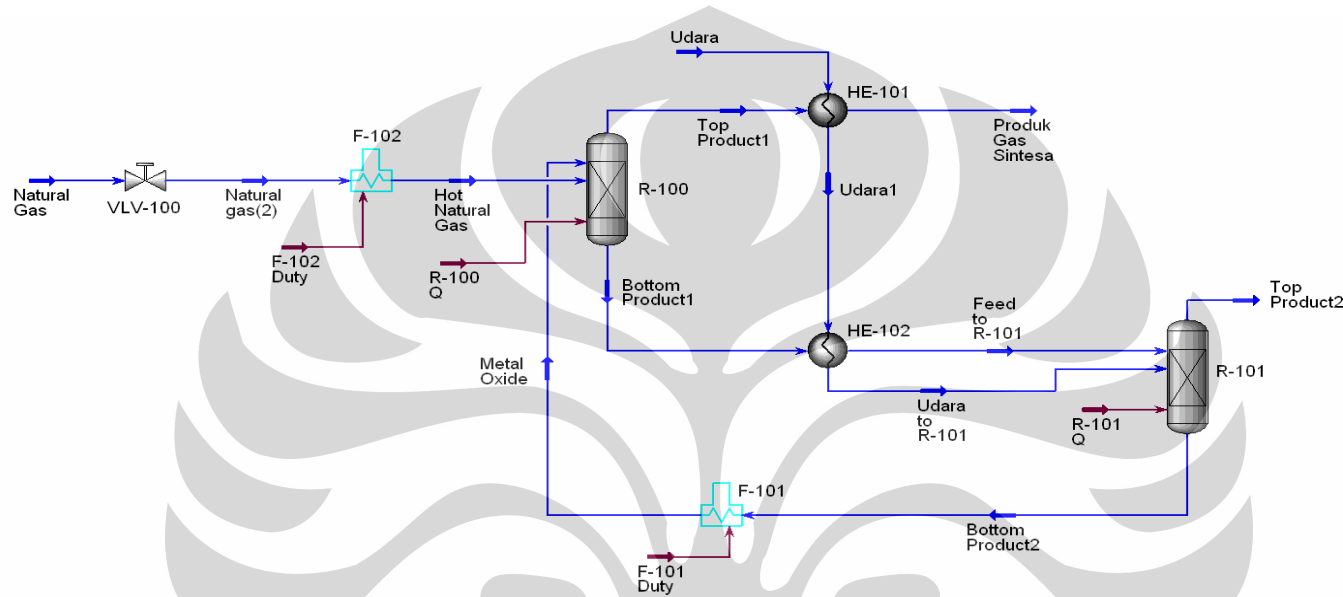
Siklus refrigerasi condenser T-100



	Streams			
	Bottom product	To T-100	Water1	Water2
Vapour Fraction	0.0000	0.6586	0.0000	0.0000
Temperature C	-183.3	-183.2	27.00	10.14
Pressure kPa	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow kgmole/h	147.0	147.0	500.0	500.0
Mass Flow kg/h	4704	4704	9008	9008
Std Ideal Liq Vol Flow m3/h	4.135	4.135	9.026	9.026
Heat Flow kJ/h	-1.892e+006	-1.237e+006	-1.426e+008	-1.433e+008
Molar Enthalpy kJ/kgmole	-1.287e+004	-8413	-2.853e+005	-2.866e+005

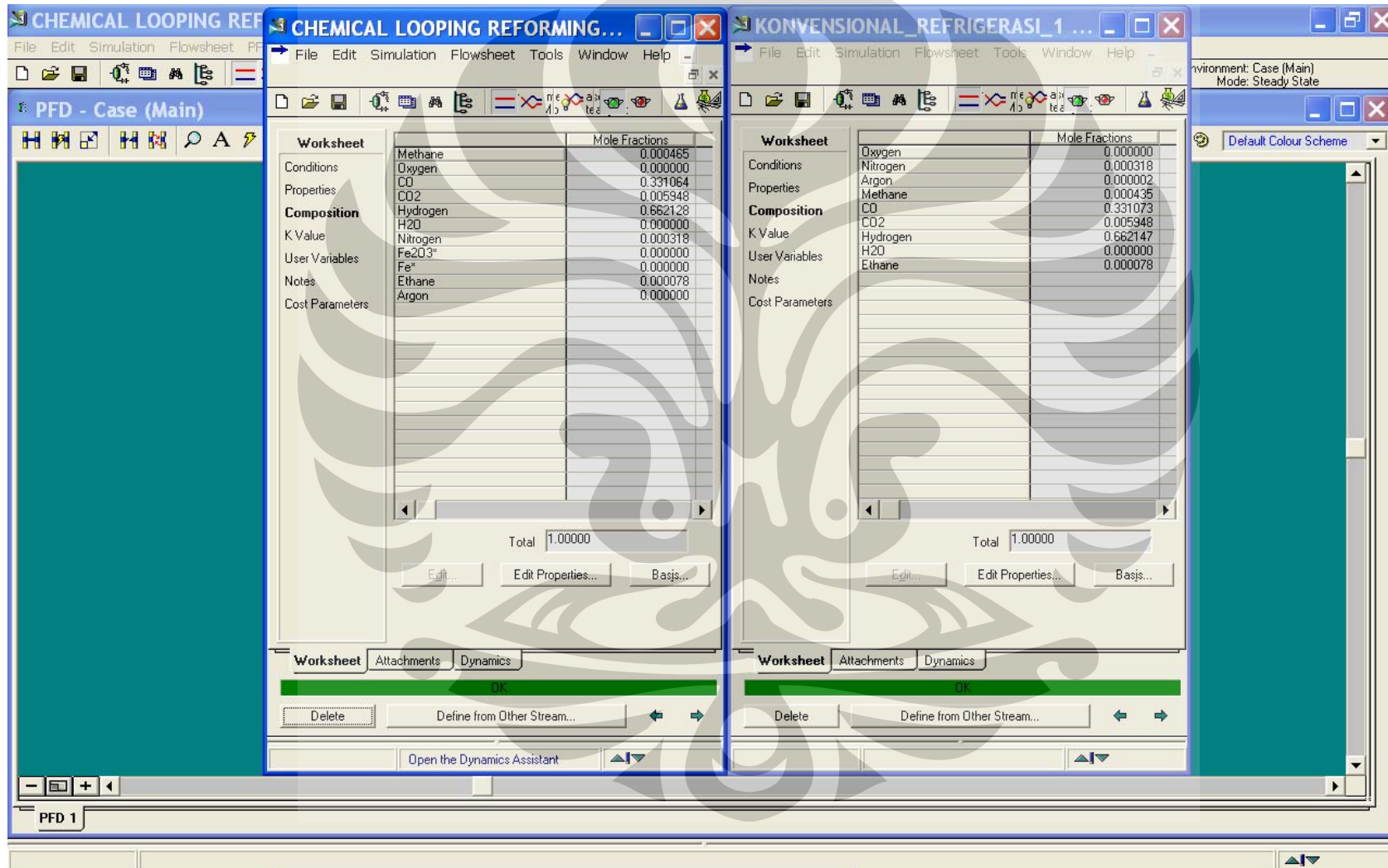
Kebutuhan air pada *reboiler* T-100

Lampiran 3. Hasil simulasi produksi gas sintesa secara *chemical looping reforming*



Material Streams								
	Natural Gas	Hot Natural Gas	Top Product1	Bottom Product1	Top Product2	Bottom Product2	Udara	
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
Temperature	371.1	926.9	926.9	926.9	911.9	911.9	27.00	
Pressure	kPa	3447	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow	kgmole/h	300.0	300.0	887.9	196.0	602.5	97.99	749.5
Mass Flow	kg/h	4965	4965	9668	1.094e+004	1.700e+004	1.565e+004	2.171e+004
Liquid Volume Flow	m3/h	16.07	16.07	27.59	1.518	20.83	3.006	24.96
Heat Flow	kJ/h	-1.948e+007	-8.157e+006	-1.024e+007	4.128e+007	1.670e+007	-2.286e+007	4.362e+004
	Natural gas(2)	Metal Oxide	Produk Gas Sintesa	Udara to R-101	Feed to R-101	Udara 1		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000		
Temperature	C	371.1	926.9	632.1	423.7	911.9	394.5	
Pressure	kPa	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	
Molar Flow	kgmole/h	300.0	97.98	887.9	749.5	196.0	749.5	
Mass Flow	kg/h	4965	1.565e+004	9668	2.171e+004	1.094e+004	2.171e+004	
Liquid Volume Flow	m3/h	16.07	3.006	27.59	24.96	1.518	24.96	
Heat Flow	kJ/h	-1.948e+007	-2.187e+007	-1.856e+007	9.045e+006	4.059e+007	8.358e+006	

Lampiran 4. Komposisi produk gas sintesa pada konvensional dan *chemical looping reforming*



Lampiran 5. Neraca massa pada metode konvensional dan *chemical looping reforming*

Komponen	Umpan (300 kgmol/jam)		Oksigen murni (147 kgmol/jam)		Produk gas sintesa (888 kgmol/jam) konvensional		Fe ₂ O ₃ (97,98 kgmol/jam)		Produk gas sintesa (887,9 kgmol/jam) <i>chemical looping reforming</i>	
	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)	Komposisi (% mol)	Laju alir (kgmol/jam)
<i>methane</i> (CH ₄)	0.981226	294.368	0.000000	0.000	0.000434	0.385	0.000000	0.000	0.000464	0.412
<i>ethane</i> (C ₂ H ₆)	0.000230	0.069	0.000000	0.000	0.000078	0.069	0.000000	0.000	0.000078	0.069
O ₂	0.000000	0.000	0.999991	146.999	0.000000	0.000	0.000000	0.000	0.000000	0.000
N ₂	0.000940	0.282	0.000000	0.000	0.000318	0.282	0.000000	0.000	0.000318	0.282
CO ₂	0.017604	5.281	0.000000	0.000	0.005948	5.281	0.000000	0.000	0.005948	5.281
CO	0.000000	0.000	0.000000	0.000	0.331073	293.994	0.000000	0.000	0.331064	293.952
H ₂	0.000000	0.000	0.000000	0.000	0.662147	587.988	0.000000	0.000	0.662128	587.904
H ₂ O	0.000000	0.000	0.000000	0.000	0.000000	0.000	0.000000	0.000	0.000000	0.000
Argon (Ar)	0.000000	0.000	0.000009	0.001	0.000002	0.001	0.000000	0.000	0.000000	0.000
Fe ₂ O ₃	0.000000	0.000	0.000000	0.000	0.000000	0.000	1.00000	97.980	0.000000	0.000

Lampiran 6. Perbandingan komposisi produk gas sintesa

Komposisi (% mol):	Mitsubishi	Konvensional	<i>Chemical looping reforming</i>
<i>methane</i> (CH ₄)	0.04050	0.000434	0.000464
<i>ethane</i> (C ₂ H ₆)	0.00000	0.000078	0.000078
O ₂	0.00000	0.000000	0.000000
N ₂	0.01030	0.000318	0.000318
CO ₂	0.12080	0.005948	0.005948
CO	0.24680	0.331073	0.331064
H ₂	0.57500	0.662147	0.662128
H ₂ O	0.00660	0.000000	0.000000
Argon (Ar)	0.00000	0.000002	0.000000

- ✚ Komposisi produk gas sintesa pada Mitsubishi adalah produk gas sintesa yang dihasilkan oleh MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD