

MODUL PEMBELAJARAN REDUKSI BIJIH BESI

Reduksi langsung bijih besi merupakan proses pembuatan baja alternatif yang menarik dalam konteks mitigasi gas rumah kaca. Untuk mensimulasikan proses dan mengeksplorasi kemungkinan optimalisasi, kami mengembangkan model proses multiskala yang sistemik. Reduksi pelet bijih besi dijelaskan menggunakan model butiran tertentu, yang mencerminkan transformasi dari hematit menjadi besi. Tungku poros dimodelkan sebagai sekumpulan zona satu dimensi yang saling berhubungan di mana reaksi kimia utama (reduksi 3 langkah, reformasi metana, Boudouard, dan pergeseran gas air) diperhitungkan dengan kinetiknya. Model-model sebelumnya akhirnya diintegrasikan dalam model skala pabrik global menggunakan perangkat lunak Aspen Plus. Reformer, scrubber, dan penukar panas disertakan. Hasil pada skala tungku poros menjelaskan peran zona yang berbeda sesuai dengan fenomena fisika-kimia yang terjadi. Pada skala pabrik, kami mendemonstrasikan kemampuan model untuk menyelidiki kondisi operasi baru yang menghasilkan emisi CO₂ yang lebih rendah.

Kata kunci: pembuatan besi, reduksi langsung, bijih besi, DRI, tungku poros, model matematika, simulasi, emisi CO₂

1. Pendahuluan

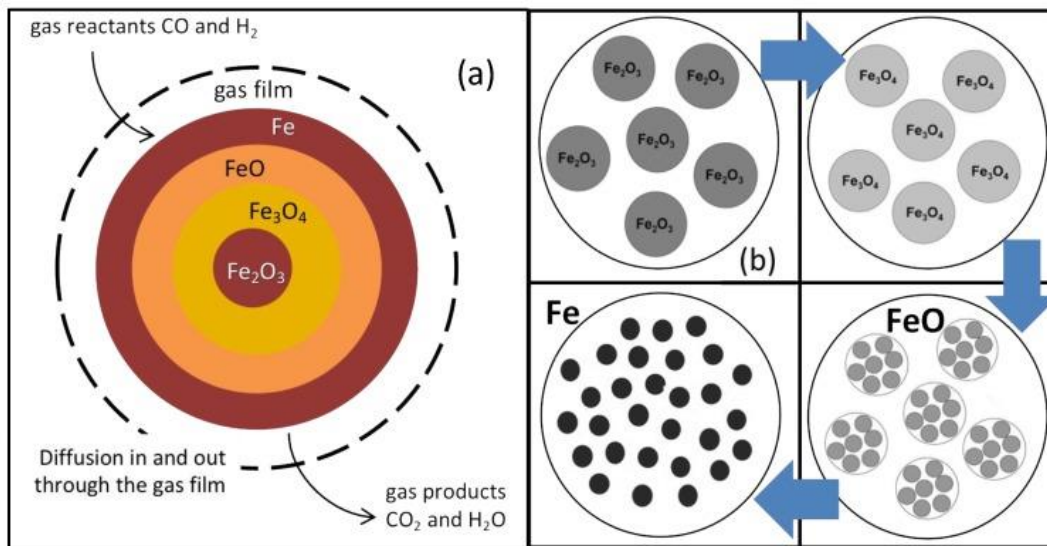
Baja merupakan salah satu material utama dunia industri saat ini. Selain itu, produksinya ditandai dengan konsumsi energi yang tinggi serta emisi karbon dioksida yang signifikan. Produksi baja dunia berjumlah 6% dari emisi CO₂ antropogenik [1]. Selain jalur referensi pembuatan baja yang ada saat ini (pabrik terpadu dengan pembuatan sinter dan kokas, tanur sembur, dan tanur oksigen dasar), jalur alternatif yang lebih sedikit emisi CO₂ juga menarik minat yang lebih besar. Reduksi langsung (DR) dalam tungku poros yang diikuti dengan pembuatan baja busur listrik menghasilkan emisi CO₂ 40 hingga 60% lebih rendah dibandingkan dengan rute referensi [2]. Reduksi langsung mengubah pelet bijih besi padat menjadi apa yang disebut besi tereduksi langsung (DRI),

menggunakan campuran CO dan H₂ yang dihasilkan dengan mereformasi gas alam. Karena kemandirian dari impor kokas dan batu bara, unit yang cukup besar untuk memenuhi permintaan, pengurangan biaya investasi, dan pengurangan waktu konstruksi [3], unit pengurangan langsung menjadi lebih banyak, khususnya di negara-negara dimana gas alam murah dan berlimpah. Keunggulan ini telah mendorong peningkatan aktivitas penelitian, yaitu dalam pemodelan dan simulasi, guna mengevaluasi proses-proses tersebut dengan benar dan pada akhirnya mengoptimalkannya. Pekerjaan yang dilakukan saat ini berkontribusi pada upaya ini dengan tujuan utama untuk memberikan simulasi yang akurat terhadap keseluruhan proses DR, sehingga memungkinkan kita untuk mengusulkan cara-cara baru untuk mitigasi emisi CO₂. Ciri khas dari pendekatan kami adalah sifat pemodelan multiskala, dari, katakanlah, 1 μm (ukuran butir) hingga 1 hm (ukuran tanaman). Kami kemudian mengembangkan model pelet tunggal, model tungku poros, dan model pabrik, menggunakan strategi pemodelan yang berbeda dan saling melengkapi. Hal ini disajikan pada bagian selanjutnya, bersama dengan referensi ke karya-karya sebelumnya.

2. Model Pelet Tunggal

Pelet bijih besi (kira-kira berbentuk bola, biasanya berdiameter 7–15 mm) untuk DR diproduksi secara industri dari butiran hematit alami (tidak beraturan, biasanya berukuran 20 μm). Dalam tungku poros, pelet ini direduksi secara kimia pada suhu 600–950 °C oleh CO dan H₂ dalam tiga langkah, hematit Fe₂O₃ → magnetit Fe₃O₄ → wustit Fe_{0,95}O → besi Fe, sehingga melibatkan enam gas-padat pada skala butir. Berbagai model reaksi gas-padat tersedia dalam literatur, mulai dari model inti menyusut yang paling sederhana hingga model pori dan model butiran ([Gambar 1](#)) [4]. Model butirannya sangat cocok dengan struktur butiran pelet DR; namun, hal ini tidak digunakan dalam penelitian ini karena memerlukan solusi numerik persamaan reaksi difusi, yang tidak sesuai karena alasan waktu komputasi karena integrasinya dalam model reaktor multi-partikel (bagian berikutnya). Sebagai gantinya, kami menggunakan pendekatan alternatif, hukum waktu reaksi aditif, yang memberikan perkiraan solusi analitis

untuk menghitung laju reaksi dan dapat menjelaskan rezim campuran [5]. Berdasarkan pengamatan eksperimental, kami juga memperkenalkan evolusi butiran dan struktur pori dengan reaksi sebagai berikut: butiran hematit tertutup pori-pori kecil setelah diubah menjadi magnetit dan wustit. Pada tahap wustite, pori-pori membesar dan butiran wustit terurai menjadi partikel yang lebih kecil yang disebut “kristalit”. Ini kemudian tumbuh (biasanya dari 1 hingga 10 μm) dan bergabung membentuk struktur besi spons yang meleleh (nama lain untuk DRI). Perubahan-perubahan ini tentu saja mempengaruhi kinetika transformasi, sebagian besar melalui resistensi difusi. Rincian model pelet tunggal yang digunakan dan hasilnya diberikan dalam [6 , 7].



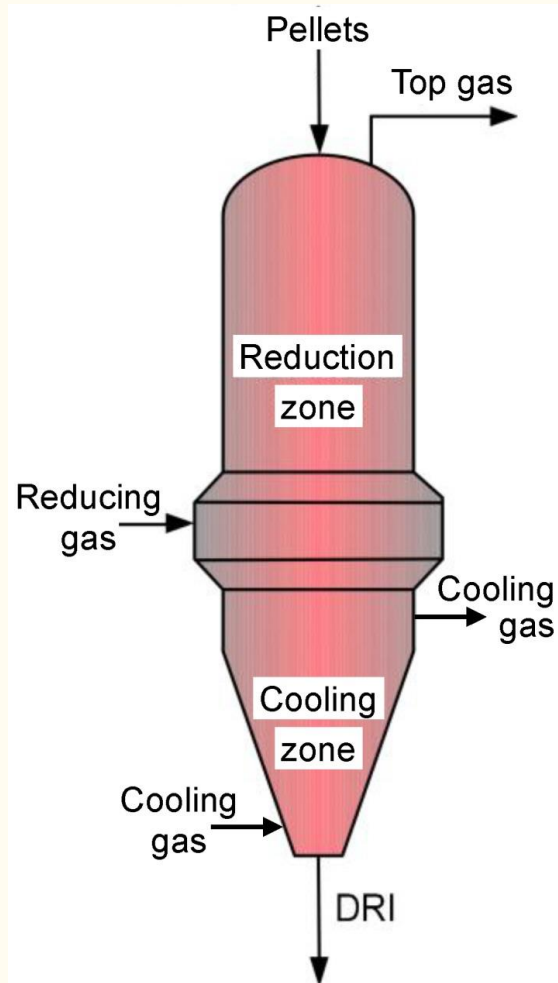
Gambar 1 Evolusi struktur pelet seiring dengan reaksi: (a) Model Inti Penyusutan yang Tidak Bereaksi; (b) Model Butir. Evolusi struktur berpori (b) ditentukan dari pengamatan eksperimental [7].

3. Model Tungku Poros

3.1. Karya Sebelumnya

Tungku poros ([Gambar 2](#)) adalah inti dari proses DR. Pelet bijih besi dimuat di bagian atas, turun karena gravitasi, dan menghadapi aliran gas yang berlawanan arah ke atas. Gas pereduksi (CO dan H_2 , ditambah

CH_4 , CO_2 , dan H_2O , pada suhu sekitar $950\text{ }^\circ\text{C}$) disuntikkan secara perifer pada ketinggian pertengahan dan keluar di bagian atas. Di bagian bawah tungku berbentuk kerucut, gas alam dingin disuntikkan untuk mendinginkan pelet besi yang dihasilkan. Bagian atas (zona pereduksi dan zona perantara) berbentuk silinder (biasanya tinggi 15 m; diameter 5 m). Dua proses, MIDREX dan HYL-ENERGIRON, berbagi sebagian besar pasar DR. Tungku porosnya menunjukkan beberapa perbedaan (kebanyakan dalam komposisi dan tekanan gas, ukuran, dan detail peralatan internal) tetapi karakteristik dasarnya serupa.



[Gambar 2](#)

Tata letak skema tungku poros reduksi langsung.

Mencerminkan upaya besar yang dilakukan dalam simulasi dan pengembangan proses DR, banyak model matematika dan numerik dari tungku poros diterbitkan, berbeda dalam asumsi, fenomena fisika-kimia yang diperhitungkan, skema numerik, dan bagian-bagian tungku yang dipertimbangkan, dan penggunaan model, dll. Yang terbaru [[6](#), [7](#), [8](#), [9](#), [10](#), [11](#), [12](#), [13](#), [14](#), [15](#)] diklasifikasikan dalam [Tabel 1](#) dan [Meja 2](#) dan di bawah. Gambaran dasarnya adalah reaktor unggun bergerak berpori dan aksisimetris dengan aliran arus berlawanan antara gas yang naik dan padatan yang turun. Perbedaan utamanya adalah sebagai berikut:

- Jumlah langkah pengurangan. Hal ini terkait dengan oksida besi perantara yang diperhitungkan. Pekerjaan dengan satu langkah reduksi mempertimbangkan transformasi langsung hematit menjadi besi, pekerjaan dengan dua langkah mempertimbangkan lebih lanjut keberadaan wustit, sedangkan pekerjaan dengan tiga langkah juga mempertimbangkan magnetit.
- Sifat campuran gas masuk. Kebanyakan penulis menganggap gas masuk hanya terdiri dari CO dan H_2 . Dua model [[13](#), [14](#)] menganggap campuran sebenarnya, dengan CO_2 , H_2O , N_2 , dan CH_4 sebagai komponen gas tambahan.
- Jumlah dimensi yang termasuk dalam deskripsi geometri. Standarnya adalah model satu dimensi. Namun, tiga karya [[6](#), [14](#), [15](#)] mempertimbangkan dua dimensi: sepanjang tinggi dan jari-jari tungku.
- Deskripsi transformasi pelet: model inti atau butiran menyusut.
- Adanya reaksi tambahan. Reaksi reduksi (dalam satu, dua atau tiga langkah) selalu disertakan. Selain itu, dekomposisi metana dan pembentukan uap metana juga diperhitungkan dalam [[10](#), [12](#), [13](#), [14](#)], bersama dengan pergeseran gas air dan reaksi Boudouard dalam [[14](#)].
- Jenis perpindahan panas. Semua pekerjaan termasuk konveksi panas antara padat dan gas, serta panas reaksi. Perpindahan panas secara konduksi dan radiasi, melalui kontribusi terhadap konduktivitas efektif, juga kadang-kadang dipertimbangkan [[7](#), [8](#), [11](#), [14](#), [15](#)].
- Penurunan tekanan hanya dimasukkan dalam [[10](#), [14](#)].
- Kehadiran zona pendingin hanya diperhitungkan dalam tiga makalah [[10](#), [13](#), [14](#)].

- Beberapa model divalidasi berdasarkan data pabrik, yang lainnya tidak.

Tabel 1

Karakteristik model matematika tungku poros DR (1).

Referensi	Langkah Pengurangan	Campuran Gas	Ukuran	Model Geometris	Reaksi Tambahan
Rahimi dan Niksiar [8]	3	H ₂ -CO	1	Model Biji-bijian	TIDAK
Nouri dkk. [9]	1	H ₂ -CO- H ₂ O-CO ₂ - N ₂ -CH ₄	1	Model Biji-bijian	TIDAK
Syams dan Moazeni [10]	2	H ₂ -CO- H ₂ O-CO ₂ - N ₂ -CH ₄	1		dekomposisi metana + reformasi
Palacios dkk. [11]	1	H ₂ -CO	1	Model Inti Penyusutan yang Tidak Bereaksi	tidak, tapi panas reaksinya dipertimbangkan
Bayu dan Alamsari [12] Alamsari dkk. [13]	3	H ₂ -CO- H ₂ O-CO ₂ - N ₂ -CH ₄	1		reformasi metana dan peralihan gas air
Ranzani da Costa dkk. [7]	3	jam ₂	2	Model Butir (hematit & magnetit), Model Kristalit (Wustite)	TIDAK
Hamadeh dkk. [6 , 14]	3	H ₂ -CO- H ₂ O-CO ₂ - N ₂ -CH ₄	2		dekomposisi metana, reformasi, pergeseran gas air, Boudouard
Ghadi dkk. [15]	3	H ₂ -H ₂ O	2	Model Inti Penyusutan yang Tidak Bereaksi	TIDAK

Meja 2

Karakteristik model matematika tungku poros DR (2).

Referensi	Kontribusi Panas	Kehadiran Zona Pendinginan & Transisi	Penurunan tekanan	Validasi terhadap Data Industri
Rahimi dan Niksiar [8]	reaksi, konveksi, difusi	TIDAK	TIDAK	TIDAK

Referensi	Kontribusi Panas	Kehadiran Zona Pendinginan & Transisi	Penurunan tekanan	Validasi terhadap Data Industri
Nouri dkk. [9]		TIDAK	TIDAK	Ya
Syams dan Moazeni [10]	reaksi, konveksi	Ya	Ya	Ya
Palacios dkk. [11]	reaksi, konveksi, difusi	TIDAK	TIDAK	TIDAK
Bayu dan Alamsari [12] Alamsari dkk. [13]	reaksi, konveksi	Ya	TIDAK	Ya
Ranzani da Costa dkk. [7]		TIDAK	TIDAK	TIDAK
Hamadeh dkk. [6 , 14]	reaksi, konveksi, difusi	Ya	Ya	Ya
Ghadi dkk. [15]		TIDAK	TIDAK	Ya

Hasil yang umum dari karya-karya ini adalah sebagai berikut:

- Kandungan molar H_2 dan CO berkurang dari zona reduksi bawah ke atas sedangkan kandungan molar CO_2 dan H_2O meningkat. Sebaliknya, kandungan oksida besi menurun dari atas ke bawah dengan sebagian besar besi keluar dari dasar poros.
- Suhu padatan dan gas sama di sepanjang poros kecuali pada lapisan tipis di bagian atas dekat saluran masuk padat dimana terdapat perbedaan suhu yang besar, pelet bermuatan dingin. Selain itu, kedua suhu tersebut meningkat dari bagian atas poros ke bagian bawahnya.
- Entalpi reaksi sangat penting, yaitu, sifat reaksi reduksi H_2 yang agak endotermik vs. sifat eksotermik dari reaksi reduksi CO, serta untuk model yang mencakupnya, sifat endotermik dari reformasi uap metana.

Poin-poin penting yang dapat disimpulkan ketika membandingkan hasil yang berbeda menunjukkan bahwa:

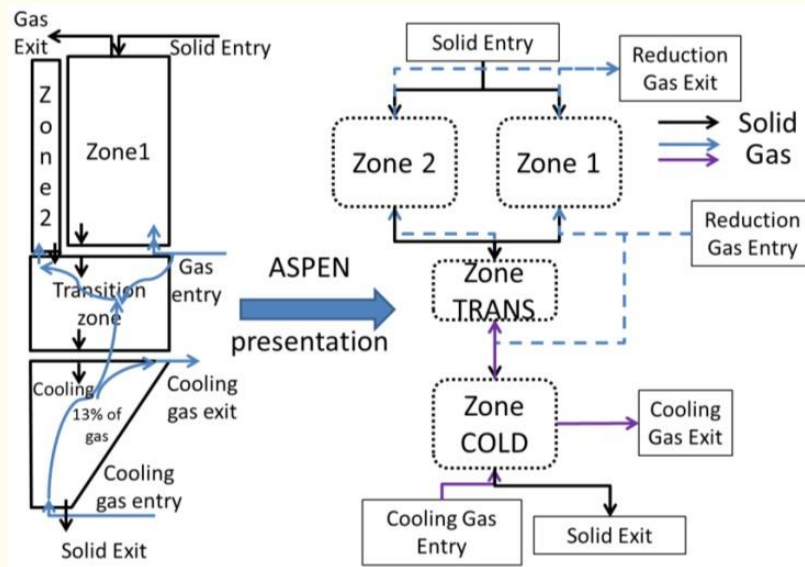
- penyertaan tiga langkah reduksi dan model butiran lebih mewakili transformasi pelet;

- semua komponen campuran gas (kecuali N_2 tetapi termasuk CH_4) berperan dalam transformasi;
- dua dimensi menggambarkan perilaku internal reaktor dan hasil keluaran secara lebih akurat; Hasil 2D menunjukkan adanya dua zona: satu perifer dimana gas hiruk pikuk merupakan gas pereduksi, dan satu zona sentral dimana gas berasal dari zona pendinginan dan transisi;
- mempertimbangkan reaksi tambahan serta zona pendinginan dan transisi lebih mewakili transformasi fase gas dan dapat menjelaskan pengendapan karbon.

Model poros saat ini telah dibuat dengan mempertimbangkan hasil ini dan berdasarkan model poros yang paling detail (2D, 3 zona, 10 reaksi – bernama REDUKTOR) [6 , 14]. Namun, tujuannya di sini adalah untuk mensimulasikan keseluruhan pabrik DR, sehingga tidak praktis untuk menggabungkan model tipe CFD 2D yang komprehensif dalam perangkat lunak simulasi pabrik. Kami memilih Aspen Plus, alat simulasi komersial yang banyak digunakan di industri kimia, sebagai perangkat lunaknya. Proses seperti tanur tiup pembuatan baja dan proses perulangan kimia terbalik adalah contoh proses yang mirip dengan proses DR yang telah dimodelkan dengan Aspen Plus. Oleh karena itu, kami harus membuat model poros DR Aspen Plus yang berasal dari REDUCTOR.

3.2. Model Poros Aspen Plus

Hasil yang diberikan dalam [14] menunjukkan bahwa, selain pembagian 3 tahap awal, zona reduksi dapat dibagi lagi menjadi dua zona. Pada zona pertama, Zona 1, zona perifer terluas, oksida hampir tereduksi seluruhnya di bagian bawah zona. Gas yang masuk pada zona ini merupakan sebagian besar gas pereduksi kesibukan ditambah sebagian gas yang keluar dari zona transisi. Padatan masuk adalah sebagian besar pelet oksida yang diisi. Zona kedua, Zona 2, merupakan zona tengah yang sempit dimana hanya terjadi metalisasi parsial. Gas masuknya berasal dari zona transisi, sedangkan padatan masuknya merupakan fraksi pelet oksida. [Gambar 3](#) menggambarkan partisi ini dan juga menunjukkan terjemahannya ke dalam konfigurasi berbasis Aspen Plus.

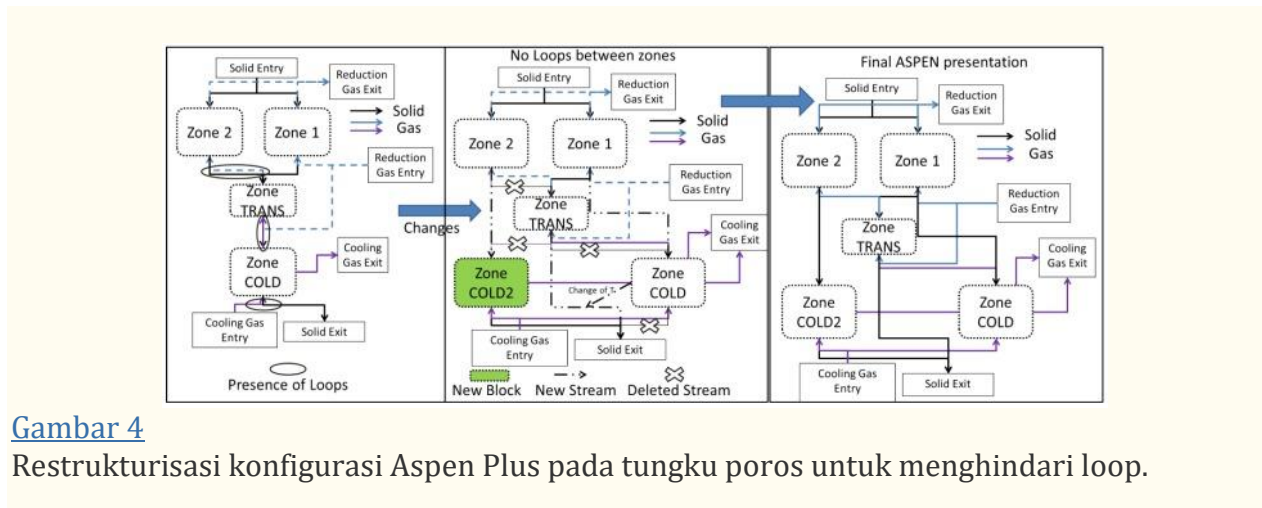


Gambar 3

Pembagian tungku poros untuk model Aspen Plus.

Namun demikian, karena arus berlawanan dari aliran padat dan gas, uraian ini menyiratkan penggunaan beberapa loop untuk solusi numerik; misalnya, gas yang berasal dari zona transisi mempengaruhi padatan di zona tengah, yang pada gilirannya mempengaruhi gas zona transisi. Demikian pula, padatan dari zona transisi mempengaruhi gas dari zona pendinginan, yang pada gilirannya mempengaruhi padatan. Perulangan ini mempersulit dan memakan waktu untuk mensimulasikan proses. Oleh karena itu, upaya dilakukan untuk menyederhanakan model. Laju aliran padatan di zona tengah jauh lebih kecil dibandingkan di zona periferal, sehingga zona perifer tidak dianggap sebagai masukan ke zona transisi, sehingga membatalkan loop pertama. Selain itu, zona transisi mempunyai pengaruh kecil terhadap suhu zat padat yang turun, sehingga hubungan antara zat padat transisi yang turun dan zona pendinginan dihilangkan. Sebagai gantinya, aliran padat fiktif yang sama dengan yang meninggalkan zona periferal digunakan sebagai masukan. Suhu yang dihasilkan kemudian dikenakan pada padatan yang meninggalkan zona transisi. Benda padat ini dianggap sebagai keluaran akhir dari zona periferal. Terakhir, zona pendingin tambahan ditambahkan untuk zona tengah. Perhatian diberikan untuk menghindari adanya loop di antara kedua bagian. Mempertimbangkan hal ini, [Gambar 4](#) menyoroti restrukturisasi

konfigurasi Aspen Plus untuk menghindari loop yang disebutkan di atas. Di sini, tanda silang menekankan aliran yang dihapus, yang bertanggung jawab atas perulangan, sedangkan garis putus-putus menunjukkan aliran baru. Sebagai hasil dari restrukturisasi ini, zona pendinginan baru (COLD2) ditambahkan dan suhu yang dihasilkan dari bagian dingin dikembalikan ke pintu keluar zona transisi. Tentu saja, perubahan ini, yang dilakukan demi penyederhanaan, tidak mengubah laju aliran dan keseimbangan massa dan panas secara keseluruhan.



Gambar 4

Restrukturisasi konfigurasi Aspen Plus pada tungku poros untuk menghindari loop.

Namun representasi ini menimbulkan masalah dalam menemukan pembagian aliran sungai yang memadai di antara berbagai bagian. Kami mengidentifikasi tiga perpecahan kritis. Yang pertama adalah pada titik masuk gas reduksi, gas hiruk pikuk dipisahkan antara zona transisi dan Zona 1. Yang kedua adalah pada saluran masuk zat padat atas, zat padat yang masuk dipisahkan antara Zona 1 dan Zona 2. Pemisahan ketiga terjadi pada titik masuk gas reduksi. aliran gas pendingin yang naik ke zona transisi. Pemisahan pertama diatur ke nilai yang telah ditentukan sebelumnya. Pemisahan kedua dihitung dengan mempertimbangkan bahwa rasio aliran padatan masuk terhadap aliran gas masukan untuk setiap zona adalah sama. Pemisahan ketiga diatur ke nilai konstanta 0,13 seperti yang diberikan dalam [6].

Representasi ini, yang ditetapkan dan dilakukan, belum cukup untuk menghitung secara langsung konversi akhir dan suhu. Khusus untuk zona transisi dan reduksi, Aspen Plus tidak menawarkan model bawaan

apa pun yang memungkinkan penghitungannya sedemikian rupa sehingga dapat menggambarkan dengan tepat kinetika reaksi dan variasi berbagai variabel sepanjang ketinggian poros. Oleh karena itu, kalkulator eksternal, yang ditulis dalam Fortran dan berdasarkan persamaan REDUKTOR, digunakan untuk menghitung nilai-nilai ini, yang kemudian dirender ke blok Aspen Plus yang sesuai. Sebaliknya, untuk bagian pendinginan, dapat digunakan penukar panas Aspen Plus sederhana. Prinsip perhitungannya yaitu pada zona reduksi dan transisi, serta daftar reaksinya diberikan pada Lampiran [A](#).

3.3. Hasil dari Model Poros Aspen Plus

Dua studi kasus dipertimbangkan dalam penelitian ini, berdasarkan data industri nyata. Kasus pertama terkait dengan pabrik Contrecoeur, yang berlokasi dekat Montreal, Kanada, dan saat ini dioperasikan oleh ArcelorMittal. Modul ini dibuat pada akhir tahun 1970-an dan merupakan modul MIDREX seri 750. Hal ini ditandai dengan padatan masukan yang agak dingin dan kandungan C yang tinggi dalam gas masukan. Kasus kedua berkaitan dengan pabrik Gilmore, yang dibangun dekat Portland, Oregon, AS. Sekarang dinonaktifkan, ini adalah pabrik MIDREX pertama yang beroperasi. Ini adalah salah satu pabrik yang paling banyak direferensikan dalam literatur, modul MiniMod dengan produksi CDRI sebesar 26,4 ton/jam. Kondisi operasi masukan untuk kedua pembangkit diberikan dalam [Lampiran B](#). Kapasitasnya sangat berbeda, dengan komposisi gas pereduksi yang berbeda dan diameter pelet yang berbeda, sehingga mewakili pengujian yang baik untuk memvalidasi model.

[Tabel 3](#) membandingkan hasil yang diperoleh dalam model saluran keluar gas dan aliran padat dengan yang tersedia dalam literatur untuk kasus-kasus yang diteliti. Perbedaan untuk setiap parameter dihitung serta total kesalahan. Seperti dapat dilihat, kesalahan absolut untuk kasus Contrecoeur adalah sebesar 6%, sedangkan kesalahan absolut untuk kasus Gilmore adalah 4%. Perbedaan terbesar berkaitan dengan komposisi metana dan nitrogen serta suhu. Perbedaan lainnya termasuk komposisi hidrogen dan air dalam kasus Gilmore, dan komposisi karbon

dioksida dalam kasus Contrecoeur. Perbedaan ini dapat dikaitkan dengan rumus yang dipilih dari literatur untuk laju reaksi fasa gas. Misalnya, dekomposisi metana dan reaksi Boudouard tampaknya diremehkan di Contrecoeur dan dilebih-lebihkan di Gilmore. Nilai-nilai ini hanya dapat dikonsolidasikan lebih lanjut melalui realisasi eksperimen terkini untuk mengkarakterisasi reaksi-reaksi ini dengan benar. Meskipun demikian, hasilnya tampaknya memuaskan secara global, terutama jika dibandingkan dengan hasil model lainnya [10, 14]. Perbedaan terkait dapat dibandingkan meskipun model yang ada saat ini memiliki tipe yang berbeda dan lebih sederhana dibandingkan kedua model tipe CFD.

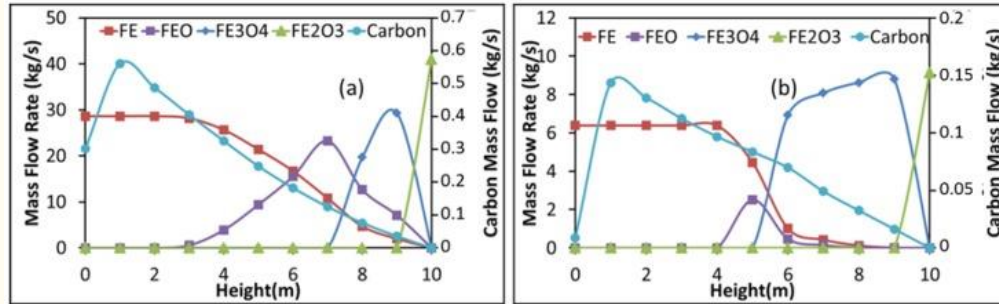
Tabel 3

Simulasi tungku poros. Perbandingan hasil dengan data industri dan hasil model lainnya.

Parameter	Pengontrol			Gilmore				
	Data Tanaman	Model Saat Ini	MODEL REDUKTOR [14]	Data Tanaman	Model Saat Ini	MODEL REDUKTOR [14]	Model Syams [10]	
BERSAMA (vol%)	19.58	18.88	19.89	18.90	19.00	20.87	19.44	
CO ₂ (vol%)	17.09	15.60	14.69	14.30	14.60	13.13	17.54	
Gas teratas	H ₂ O (vol %)	19.03	19.50	19.52	21.20	17.60	20.61	18.04
	H ₂ (vol %)	40.28	40.20	40.41	37.00	42.20	37.70	37.96
	N ₂ (vol %)	1.02	1.63	1.55	7.67	6.00	8.60	7.02
	CH ₄ (vol %)	2.95	4.19	3.91	-	-	-	-
	Suhu (°C)	285	312	293	tidak	417	285	474
Bagian bawah padat	Fe ₂ O ₃ /Fe _{total} (% berat)	0	0	0	0	0	0	0
	Fe ₃ O ₄ /Fe _{total} (% berat)	0	0	0	0	0	0	0
	FeO/Fe _{total} (% berat)	6.20	6.1	6.00	7.00	7.00	4.70	10.00
	Fe/Fe _{total} (%)	93,80	93,9	94.00	93.00	93.0	95.30	90.0

Parameter	Pengontrol			Gilmore			
	Data Tanaman	Model Saat Ini	MODEL REDUKTOR [14]	Data Tanaman	Model Saat Ini	MODEL REDUKTOR [14]	Model Syams [10]
berat)		0			0		0
C (%) berat	2.00	2.30	2.20	2.00	1.80	0,91	1.42
Rata-rata perbedaan absolut dengan data tumbuhan (%)	-	6.0	4.4	-	4.0	6.9	6.5

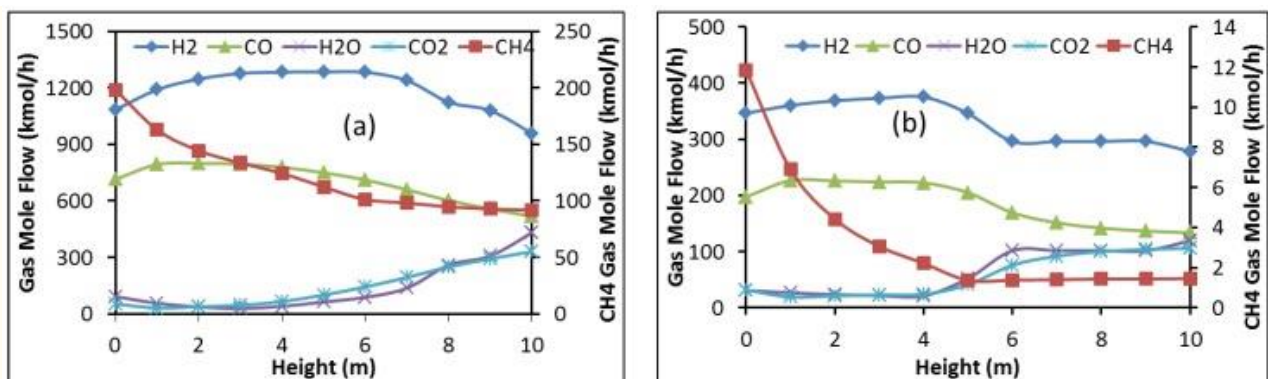
[Gambar 5](#) menunjukkan evolusi laju aliran komponen padat dengan tinggi poros di zona reduksi pertama untuk kasus Contrecoeur (a) dan Gilmore (b). Ketinggian nol sesuai dengan saluran masuk gas sibuk. Seperti yang dapat dilihat, hematit menghilang dengan sangat cepat di dekat saluran masuk padat pada kedua kasus. Magnetit di sisi lain memiliki perilaku yang berbeda; ia menghilang setelah 2,6 m dalam kasus Contrecoeur, dibandingkan 4,6 m dalam kasus Gilmore, dengan lebih banyak oksida yang terbentuk dalam kasus terakhir. Wustite di sisi lain menghilang dengan cepat dalam kasus Gilmore, jarak kehadirannya hanya 2 m, dibandingkan sekitar 7 m dalam kasus Contrecoeur. Akhirnya, seperti yang diharapkan, kedua kasus memberikan konversi 100% oksida besi menjadi besi murni di Zona 1 ini. [Gambar 5](#) juga menunjukkan evolusi karbon yang disimpan dalam pelet, yang terus meningkat dari pintu masuk padat sebelum turun di dekat pintu masuk gas. Padatan keluar memiliki kandungan karbon tertentu dalam kasus Contrecoeur, sedangkan kandungan karbon turun menjadi nol dalam kasus Gilmore. Hal ini terkait dengan inversi kesetimbangan Boudouard ($C + CO_2 \rightleftharpoons 2CO$), yang mendukung pengendapan karbon pada suhu lebih rendah dan kandungan CO_2 lebih rendah.



Gambar 5

Evolusi laju aliran komponen padat dengan tinggi poros di Zona 1, (a) Contrecoeur; (b) Gilmore.

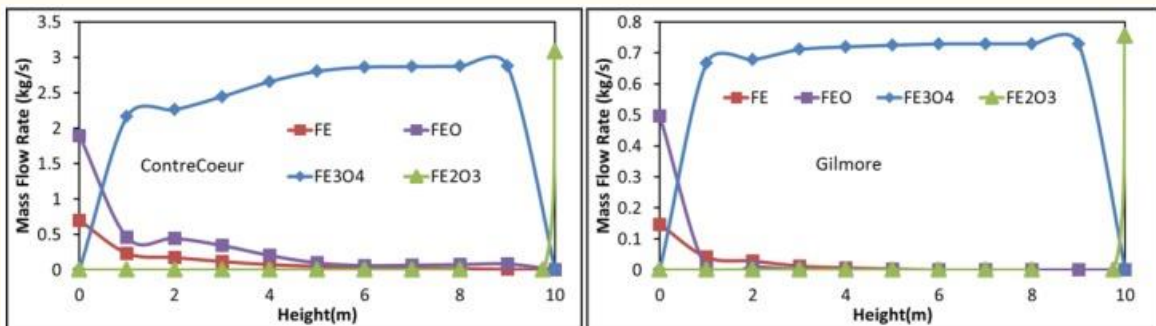
Profil ini dapat dikaitkan dengan reaksi fase gas, yang disajikan untuk kedua kasus di [Gambar 6](#). Dapat dilihat bahwa laju aliran metana, air, dan karbon dioksida menurun di atas saluran masuk gas, sedangkan laju aliran hidrogen dan karbon monoksida meningkat. Hal sebaliknya terjadi di bagian atas poros, kecuali metana, yang laju alirannya mencapai keseimbangan. Pembalikan ini dapat dijelaskan dengan banyaknya reaksi reduksi oksida besi, serta reaksi kebalikan Boudouard ($2CO \rightleftharpoons C + CO_2$) yang dibuktikan dengan produksi karbon di [Gambar 5](#). Penurunan metana terutama disebabkan oleh pembentukan uap ($CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3H_2$) dengan pengendapan karbon dari metana ($CH_4 \rightleftharpoons C + 2H_2$) yang dampaknya dapat diabaikan. Dampak kecil ini dipertegas dengan penurunan laju aliran karbon di dekat saluran masuk gas, yang disebabkan oleh reaksi Boudouard langsung.



Gambar 6

Evolusi laju aliran komponen gas dengan tinggi poros di Zona 1, (a) Contrecoeur; (b) Gilmore.

Di antara hasil perhitungan lainnya (suhu, laju reaksi, dan nilai untuk zona lainnya), kami memilih untuk presentasi dan perbandingan evolusi laju aliran senyawa besi dengan tinggi poros di Zona 2 ([Gambar 7](#)). Situasinya berbeda dengan Zona 1. Meskipun hematit mudah tereduksi menjadi magnetit seperti yang dilaporkan sebelumnya, magnetit tetap ada di sebagian besar ketinggian, tereduksi perlahan dalam wadah Contrecoeur dan hampir tidak berubah dalam wadah Gilmore hingga saluran masuk gas. Konversi menjadi wustit dan besi hanya terjadi di bagian bawah zona, dengan 60% wustit tersisa dalam bentuk padat di pintu keluar. Situasi ini disebabkan oleh suhu yang lebih rendah dan lebih sedikit CO dan H₂ untuk reduksi di Zona 2 dibandingkan dengan Zona 1. Reaksi-reaksi lain, yang melibatkan metana, karbon monoksida, dan karbon dioksida, hampir tidak terjadi di Zona 2. Hasil-hasil ini menekankan dampaknya. zona kedua memiliki suhu gas keluar yang rendah dan tingkat metalisasi rata-rata.



[Gambar 7](#)

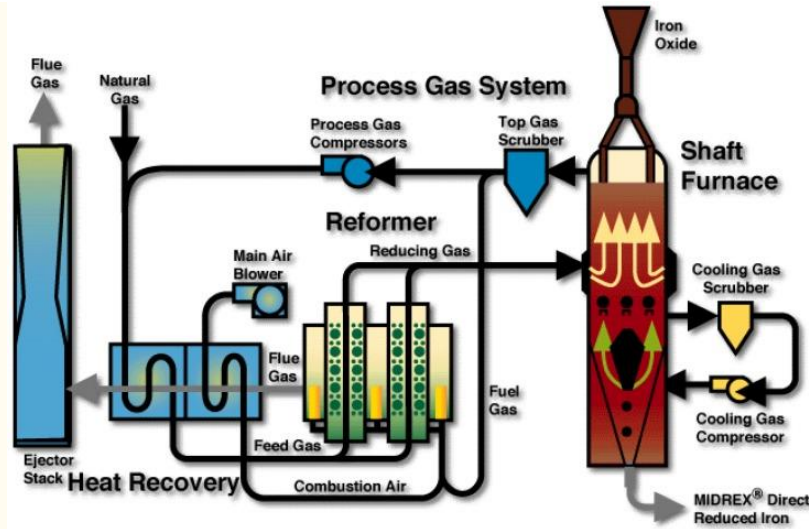
Evolusi laju aliran komponen padat dengan tinggi poros di Zona 2, (a) Contrecoeur; (b) Gilmore.

Pentingnya zona transisi juga harus diperhatikan. Reaksi utama di zona ini adalah dekomposisi metana ($\text{CH}_4 \rightarrow \text{C} + 2\text{H}_2$). Karbon di sini disimpan pada besi yang diproduksi, yang menyebabkan kandungan karbon akhir di DRI. Karbon ini merupakan tambahan dari karbon yang mungkin disimpan melalui reaksi Boudouard terbalik di Zona 1 ([Gambar 5](#)). Pada suhu zona transisi yang agak rendah, tidak terjadi reduksi oksida besi oleh karbon padat. Hidrogen yang dihasilkan oleh reaksi dekomposisi metana dikirim ke zona kedua, berkontribusi pada tingkat metalisasi akhir. Selain itu, perbedaan suhu gas-padatan di zona ini

berbanding terbalik, zat padat yang turun menjadi lebih panas daripada gas yang naik.

4. Model Tanaman

Skala berikutnya adalah skala keseluruhan pabrik DR, diagram skematiknya diberikan dalam [Angka 8](#) (kasus pabrik tipe MIDREX). Unit utama di sekitar tungku poros adalah: reformer, scrubber, dan heat exchanger. Di bagian hilir tungku poros, gas bagian atas dibersihkan dan dibagi menjadi dua aliran. Aliran pertama berputar dalam sistem. Ini dicampur dengan gas alam, dipanaskan kembali, dan dikirim ke tabung katalitik reformer untuk menghasilkan gas pereduksi. Yang kedua (ditambah mungkin beberapa gas alam tambahan) dibakar dengan udara untuk menghasilkan panas bagi reformer. Gas buang panas digunakan dalam penukar untuk memanaskan kedua aliran gas yang memasuki reformer. Reformer MIDREX adalah sejenis reformer 'kering' yang reaksi utamanya adalah $\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{H}_2 + 2\text{CO}$. Dalam proses DR lainnya, metana direformasi oleh H_2O (HYL), reformer yang lebih kecil atau hilang (HYL-ZR) atau gas pereduksi dihasilkan dari bahan bakar lain (ENERGIRON). Variasi ini merupakan insentif lebih lanjut untuk mengembangkan model pabrik DR saat ini menggunakan Aspen Plus, karena kami berharap dapat menggunakannya untuk optimalisasi proses, termasuk memodifikasi bagian konfigurasi. Berbeda dengan tungku poros, skala pabrik jarang diselidiki melalui pemodelan. Hanya dua penulis yang mempelajari interaksi antara reformer dan tungku poros, menggunakan model matematika untuk setiap unit [[6](#) , [16](#)].



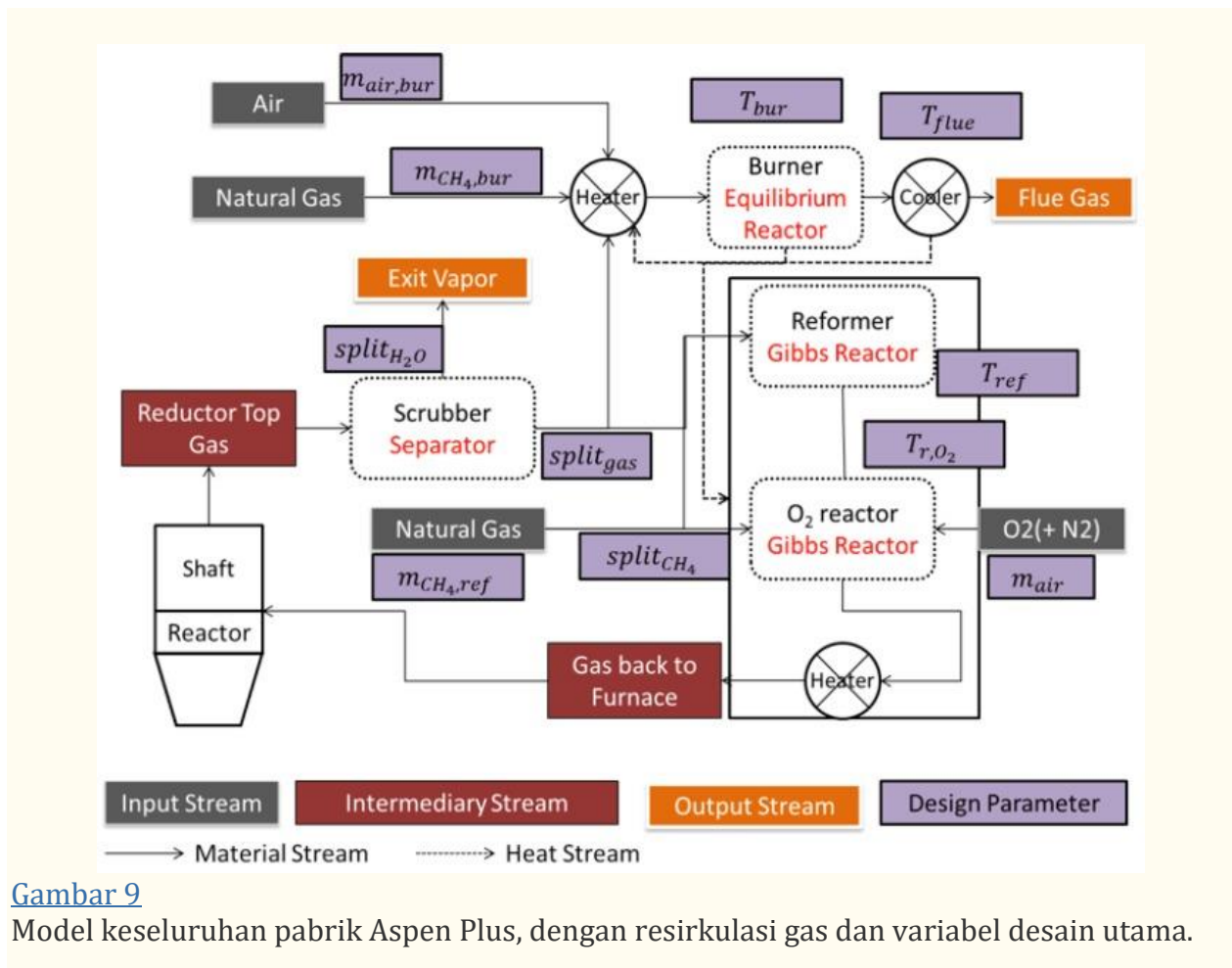
Angka 8

Proses reduksi langsung MIDREX [17].

4.1. Model Tanaman Aspen Plus

Gambar 9 mengilustrasikan model Aspen Plus yang sesuai. Dimulai dari bagian atas tungku poros keluar gas scrubber merupakan langkah pertama, dimana sebagian uap air dipisahkan dari sisa aliran. Sub-model Aspen yang diadopsi adalah splitter, di mana fraksi H_2O yang dipisahkan ditentukan ($split_{H_2O}$). Sisa off-gas yang mengalir kemudian dipecah menjadi dua aliran: satu ($split_{gas}$) menuju reformer dan yang lainnya ke $burner$. Di sisi lain, gas alam reformer juga dipecah menjadi dua fraksi, satu dikirim sebelum reformer ($split_{CH_4}$) dan yang lainnya setelahnya. Pembaru ini dimodelkan menggunakan 'reaktor Gibbs' Aspen Plus bawaan. Reaktor ini tidak mempertimbangkan kinetika, tetapi menghitung komposisi produk dengan meminimalkan energi Gibbs; yaitu, pada keseimbangan. Ini adalah penyederhanaan yang sering digunakan dalam literatur [18, 19]. Variabel desain utama adalah T_{ref} , suhu reformasi. Aliran gas yang keluar dari reformer kemudian dicampur dengan gas alam dan udara sebelum dikirim kembali ke tungku poros. Tahap sebelumnya telah ditambahkan dalam bentuk reaktor Gibbs dimana injeksi O_2 dan pembakaran diwujudkan. Di sini, suhu reaktor (T_{r,O_2}) adalah variabel desain utama. Sistem pembakaran sebaliknya memiliki saluran masuk sisa gas, gas alam, dan udara pembakaran. Aliran ini dipanaskan sampai suhu pembakaran, dibakar di

dalam pembakar menghasilkan gas buang panas kemudian didinginkan sebelum dibuang. Pembakar juga dimodelkan sebagai reaktor stoikiometri, yang menggunakan reaksi pembakaran gas, dengan suhunya (T_{bur}) juga sebagai variabel desain utama. Tujuan pembakar adalah menyediakan energi untuk sistem reformasi. Langkah ini kemudian dilanjutkan dengan pendinginan gas buang guna memulihkan energi, yaitu untuk keperluan pemanasan awal. Variabel pendinginan gas buang utama adalah (T_{flue}).



Gambar 9

Model keseluruhan pabrik Aspen Plus, dengan resirkulasi gas dan variabel desain utama.

Prinsip yang digunakan untuk memodelkan pabrik di Aspen Plus adalah memanfaatkan Spesifikasi Desain Aspen Plus. Spesifikasi Desain adalah kondisi yang akan dipenuhi oleh pemecah Aspen Plus dengan bertindak berdasarkan 'variabel terkontrol'. Dalam hal ini, di satu sisi, variabel reformer dikontrol sehingga gas yang keluar dari reformer identik dengan gas sibuk, sehingga menghasilkan proses loop tertutup. Di sisi

lain, variabel burner dikontrol untuk menjamin keseimbangan panas yang memadai dalam proses. Spesifikasi desain mengacu pada kesetaraan laju aliran hidrogen, uap air, karbon monoksida, karbon dioksida, metana, dan nitrogen antara gas kesibukan dan gas keluar. Variabel yang dikontrol adalah : $split_{gas}$, $split_{H_2O}$, T_{ref} , T_{r,O_2} , $n_{CH_4,r}$, $n_{air,sp}$, lit_{CH_4} , $n_{CH_4,bur}$, T_{flue} dan $n_{air,bur}$.

4.2. Hasil Model Pabrik Aspen Plus

Tabel 4 mencantumkan berbagai spesifikasi desain serta variabel terkontrol yang sesuai, dan nilai yang dihasilkan. Nilai yang diperoleh dibandingkan dengan data yang tersedia dalam kasus Contrecoeur; tidak ada data yang tersedia untuk Gilmore. Seperti yang dapat dilihat, nilainya tidak berbeda pada kasus pertama kecuali untuk $split_{CH_4}$. Sebenarnya, hal ini bukanlah suatu perbedaan mengingat jumlah metana yang direformasi sama. Menurut data pabrik, 92% metana dikirim ke reformer dan 46% di antaranya direformasi, dengan hasil yang dibatasi oleh kinetika. Sebaliknya, reformer yang dimodelkan sebagai reaktor Gibbs menghasilkan reformasi yang hampir sempurna sehingga hanya 43% metana yang dibutuhkan dalam reformer, sisanya diabaikan. Pendekatan lain adalah dengan mengadopsi model reformer 1D dengan kinetika, seperti [6, 16]. Di bagian hilir reformer, suhu gas diatur menggunakan injeksi udara kecil.

Tabel 4

Spesifikasi desain, variabel terkontrol dan nilai terkait.

Kesetaraan untuk Dihormati	Variabel Terkendali	Nilai (Kontrecoeur)	Data (Kontraktor)	Nilai (Gilmore)
$n_{H_2} \cdot kembali = n_{H_2} \dots \dots \dots \text{tapi kamu} \dots \dots$	$split_{gas}$	0,64	0,65	0,68
$n_{H_2O} \cdot kembali = n_{H_2O} \dots \dots \dots \text{tapi kamu} \dots \dots$	$split_{H_2O}$	0,62	0,60	0,44
$n_{CO} \cdot kembali = n_{CO} \dots \dots \dots \text{tapi kamu} \dots \dots$	T_{ref}	837 °C	-	830 °C
$n_{CO_2} \cdot kembali = n_{CO_2} \dots \dots \dots \text{tapi kamu} \dots \dots$	$T_{r.HAI_2}$	860 °C	-	670 °C
$n_{CH_4} \cdot kembali = n_{CH_4} \dots \dots \dots \text{tapi kamu} \dots \dots$	$n_{CH_4} \cdot ref$	338 mol/detik	380 mol/detik	71 mol/detik
$n_{N_2} \cdot kembali = n_{N_2} \dots \dots \dots \text{tapi kamu} \dots \dots$	$n_{air,ref}$	11,6 mol/detik	-	14,9 mol/detik


Kesetaraan untuk Dihormati	Variabel Terkendali	Nilai (Kontrecoeur)	Data (Kontraktor)	Nilai (Gilmore)
$n_{C,kembali} = 0$	$split_{CH_4}$	0,434	0,92	0,92
$Q_{comb} = Q_{ref}$	$n_{CH_4, tapi kamu r}$	0 mol/detik	-	8 mol/detik
$Q_{flue} = Q_{heat}$	$Ini terjadi$	295 °C	-	345 °C
$n_{H_2, faku kamu} = 0$	$dan_{aku r, tapi kamu r}$	871 mol/detik	-	216 mol/detik

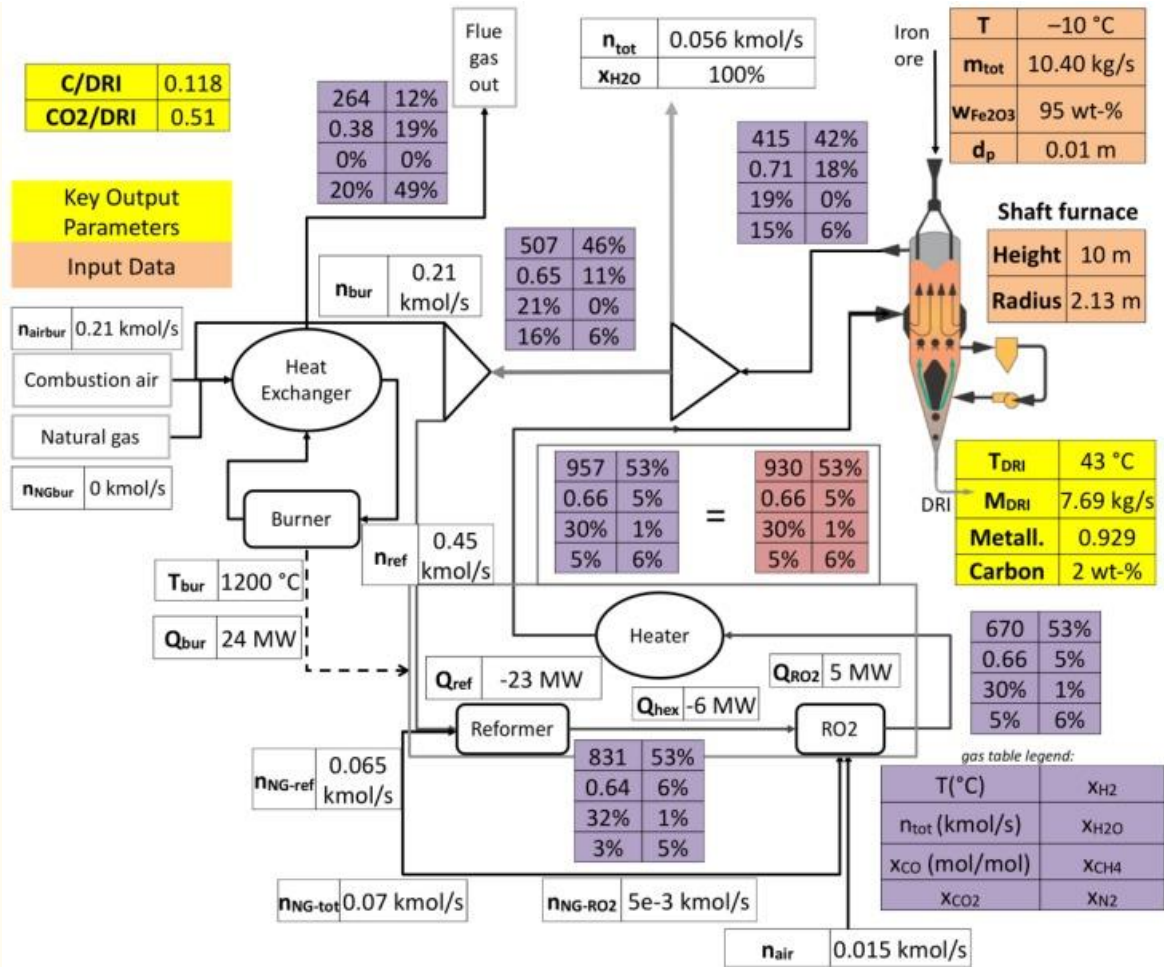
Hasil dalam kasus Gilmore mirip dengan kasus Contrecoeur untuk T_{ref} dan $n_{CH_4, tapi kamu}$. Yang pertama terkait dengan keseimbangan sedangkan yang kedua menunjukkan kurangnya kebutuhan akan bahan bakar berlebih. Namun kedua proses tersebut berbeda untuk variabel lainnya. Dalam kasus Gilmore, $split_{gas}$ memiliki nilai yang lebih tinggi yang menyebabkan daur ulang gas yang lebih besar. Hal ini mungkin menunjukkan perlunya reformasi CO_2 yang lebih besar serta kebutuhan untuk melestarikan reduktor $CO-H_2$ yang tidak bereaksi yang terdapat dalam sisa gas. Nilai $split_{H_2O}$ yang lebih kecil dapat dipahami mengingat semakin besarnya reformasi H_2O pada reformer terhubung. Semakin kecil jumlah gas alam yang dikirim ke reformer berhubungan dengan semakin kecilnya laju aliran gas yang masuk ke dalam poros tungku. Laju aliran udara masukan yang setara dapat dikaitkan dengan jumlah nitrogen yang lebih besar dalam gas yang memasuki tungku. Nilai $split_{CH_4}$ yang lebih tinggi dapat dipahami mengingat kesetimbangan yang dicapai dalam reformer tetapi juga fraksi metana yang lebih kecil dalam aliran gas yang memasuki tungku poros. Semakin besar jumlah masukan udara proses, r_{ef} yang dibutuhkan dalam burner berhubungan dengan semakin besarnya laju aliran N_2 pada gas bustle.

4.3. Visualisasi Proses

Model proses dan alat simulasi yang diadopsi selanjutnya memungkinkan kami membuat papan tiruan pabrik. [Gambar 10](#) menyoroti diagram alir proses ini dalam kasus Gilmore. Seperti dapat dilihat, seluruh unit proses ditampilkan, poros reaktor, scrubber,

reformer, injeksi oksigen, burner, dan pemanas awal udara. Selain itu, semua aliran ke dan dari unit-unit ini disorot beserta komposisinya. Gambar tersebut memberikan penekanan besar pada loop gas, dengan memberikan perubahan suhu dan komposisi sepanjang operasi; misalnya, pengurangan kandungan H_2 , CO dan CH_4 dalam reaktor poros dan pemulihannya dalam sistem reformasi. Selain itu, dapat dilihat bahwa pembakar menyediakan panas bagi sistem reformer dengan membakar sebagian sisa gas, dengan sedikit kebutuhan akan masukan metana. Parameter utama tertentu ditunjukkan dengan warna kuning, seperti laju aliran massa DRI, metalisasi dan kandungan karbonnya, serta rasio karbon setara yang ada dalam gas buang terhadap kuantitas DRI yang dihasilkan (C/DRI , di sini sama dengan 0,119) serta rasio yang sama tetapi untuk CO_2 (CO_2/DRI) yang setara. Visualisasi ini memudahkan untuk membandingkan simulasi dengan data plant atau membandingkan simulasi yang dijalankan satu sama lain.





Gambar 10

Diagram alir proses yang disimulasikan (kasus Gilmore).

4.4. Optimalisasi proses

Setelah memodelkan reaktor poros serta sistem loop gas, berbagai skema optimasi proses dapat dipertimbangkan. Tujuan kami dalam makalah ini adalah untuk mengatasi pengurangan emisi CO₂. Dengan mempertahankan konfigurasi instalasi yang sama (tipe MIDREX), cara yang dipilih adalah modifikasi komposisi gas pereduksi saluran masuk. Menurut literatur, dua rasio penting adalah H₂/CO dan (H₂ + CO)/(H₂O + CO₂); yaitu rasio hidrogen terhadap karbon monoksida dan daya reduksi gas pereduksi. Nilai awal untuk parameter ini masing-masing sama dengan 1,5 dan 12 untuk Contrecoeur dan 1,75 dan 8,73 untuk Gilmore. Rasio optimal dicatat mendekati 1 dan 12 untuk kedua parameter masing-masing [9, 20]. Mempertimbangkan hal ini, proses

optimasi selanjutnya disediakan untuk Gilmore. Nilai awal untuk rasio karbon terhadap DRI adalah 0,119, angka yang juga sejalan dengan literatur, yang dilaporkan berkisar antara 0,105–0,120 [2].

Tabel 5 menyoroti proses optimasi yang dilakukan dengan menurunkan H_2/CO dari 1,75 menjadi 1,05 dan meningkatkan $(H_2 + CO)/(H_2O + CO_2)$ dari 8 menjadi 16. Seperti yang dapat dilihat, rasio karbon terhadap DRI berkurang sebanyak 12% antara kasus awal dan kasus optimal. Kasus ini berhubungan dengan rasio H_2/CO sebesar 1,23 dan $(H_2 + CO)/(H_2O + CO_2)$ sebesar 12. Upaya untuk menurunkan H_2/CO lebih lanjut menyebabkan divergensi model, pembuat reformasi tidak mampu menghasilkan komposisi gas kesibukan yang diinginkan. Peningkatan rasio $(H_2 + CO)/(H_2O + CO_2)$ melebihi 12 tidak semakin mengurangi rasio karbon terhadap DRI.

Tabel 5

Optimasi berjalan dalam kasus Gilmore.

Parameter	Asli	Pilihan-1	Pilihan-2	Opsi-3	Opsi-4	Opsi-5	Opsi-6
H_2 BERSAMA	1.75	1.57	1.5	1.35	1.23	1.05	1.23
$H_2 + BERSAMA / H_2O + BERSAMA_2$	8	12	12	12	12	12	16
CDRI(kg/kg)	0,119	0,119	0,113	0,109	0,105		0,106
Metalisasi (%)	93%	93,3%	93,3%	93,3%	93,3%	Menyimpang	93%
x_{C_2} (berat%)	1,8%	2%	2%	2%	2%		2%

Hasil ini menggambarkan potensi alat ini. Perbedaan utama antara operasi yang dioptimalkan dan operasi asli berkaitan dengan pemisahan H_2O yang lebih besar ($0,72$ vs. $0,44$)

dan rasio pemisahan ($0,75$ vs. $0,64$). Dengan demikian, lebih banyak H_2O yang ditarik dalam scrubber, sehingga terjadi daur ulang gas yang lebih besar. Hal ini dapat diterjemahkan menjadi pentingnya reformasi CO_2 dan konservasi gas pereduksi yang lebih besar. Konservasi ini selanjutnya menyebabkan kebutuhan gas alam reformer menjadi lebih kecil (64 mol/s vs. 71 mol/s). Selain itu, permintaan energi yang lebih kecil terjadi pada sektor reformer (22 MW vs. 24 MW). Perlu dicatat

lebih lanjut bahwa hasil ini diperoleh tanpa sedikit perubahan (tetapi positif) pada tingkat metalisasi (93,3% untuk kasus optimal vs. 93% untuk kasus asli) dan kandungan karbon (2% vs. 1,8%).

Perhitungan juga dilakukan untuk kasus Contrecoeur. Rasio karbon terhadap DRI terbaik adalah 0,099 kg/kg (pengurangan 17,5% dari kasus awal 0,12 kg/kg), diperoleh dengan menggunakan H_2/CO dan $(H_2 + CO)/(H_2O + CO_2)$ rasio masing-masing 1,39 dan 12,5. Nilai-nilai ini sejalan tetapi agak berbeda dengan kasus Gilmore, karena kandungan komponen gas lain dalam gas bustle.

5. Diskusi

Hasil yang diperoleh telah diberikan interpretasi pertama pada bagian sebelumnya. Selanjutnya, kami fokus pada konteks dan signifikansi pekerjaan ini. Model proses yang dikembangkan berbeda dari karya yang diterbitkan sebelumnya karena sifat multi-skalanya, mulai dari butiran (μm) hingga tungku poros (hm), dan pada akhirnya hingga simulasi pabrik terintegrasi (Aspen Plus).

Inti dari proses DR adalah tungku poros reduksi. Model Aspen Plus yang sesuai dibuat cukup canggih untuk mereproduksi hasil utama dari model reaktor jenis CFD yang lebih kompleks, namun cukup ringan untuk diintegrasikan dalam model lembar alur seluruh pabrik. Jadi, berdasarkan hasil terbaru [14], yang mengusulkan pembagian virtual poros menjadi zona-zona yang dibedakan berdasarkan fenomena fisiko-kimia dan termal yang terjadi, tungku poros dimodelkan sebagai sekumpulan zona yang saling berhubungan. Yang ada di bagian reduksi dan perantara didiskritisasi dalam irisan horizontal. Deskripsi ini, yang merupakan peralihan antara 1D dan 2D, memungkinkan kami mempertahankan keuntungan dalam mendeskripsikan variasi aksial dari variabel yang dihitung dan waktu komputasi yang singkat (biasanya 3 jam pada PC standar). Hasil dari model ini sangat sesuai dengan data industri yang tersedia dan hasil dari model sebelumnya. Selain itu, dua kasus yang disimulasikan berhubungan dengan pembangkit dengan

kondisi operasi berbeda dan throughput yang sangat berbeda, hal ini menunjukkan kemampuan adaptasi dan ketahanan model.

Model pabrik DR Aspen Plus secara keseluruhan mencakup model untuk unit utama: tungku poros, reformer gas alam, scrubber, dan penukar panas utama. Sejauh pengetahuan kami, ini adalah karya pertama yang diterbitkan pada model sistem seluruh pabrik DR menggunakan perangkat lunak simulasi proses. Kepentingan yang menentukan dari pendekatan ini adalah agar gas daur ulang dapat dipertanggungjawabkan. Di pabrik DR tipe MIDREX, sebagian besar gas bagian atas yang keluar dari tungku poros didaur ulang, pertama-tama dikirim ke reformer kemudian diumpukan sebagai gas pereduksi pada saluran masuk gas tungku poros. Dengan menggunakan model keseluruhan, maka menjadi mungkin untuk mempelajari interaksi antara kinerja masing-masing reformer dan tungku poros.

Sebagai upaya untuk mengurangi emisi CO_2 dari pembangkit listrik, komposisi gas pereduksi pada saluran masuk gas poros divariasikan. Serangkaian simulasi menunjukkan bahwa emisi CO_2 dan konsumsi gas alam dapat dikurangi dengan menyesuaikan rasio H_2/CO dan $(\text{H}_2 + \text{CO})/(\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2)$ masing-masing sebesar 1,23 dan 12. Rasio C-terhadap-DRI dapat diturunkan dari 0,119 menjadi 0,105 kg/kg, pengurangan sebesar 12%.

Namun, optimasi secara manual ini merupakan pekerjaan pertama. Tahap selanjutnya adalah menggunakan pengoptimal matematika untuk tujuan yang sama. Model keseluruhan juga dapat digunakan untuk menguji konfigurasi pabrik yang berbeda. Berbagai pabrik DR (tipe MIDREX dengan ukuran berbeda, tipe HYL dengan ukuran berbeda, HYL-ZR, ENERGIRON dengan sumber gas pereduksi berbeda) dirancang dan dibangun. Artinya, konfigurasi lebih lanjut dapat dirancang untuk mengoptimalkan kriteria seperti emisi CO_2 , konsumsi energi, biaya pengoperasian, dan lain-lain. Model saat ini dapat memberikan jawaban yang berguna.

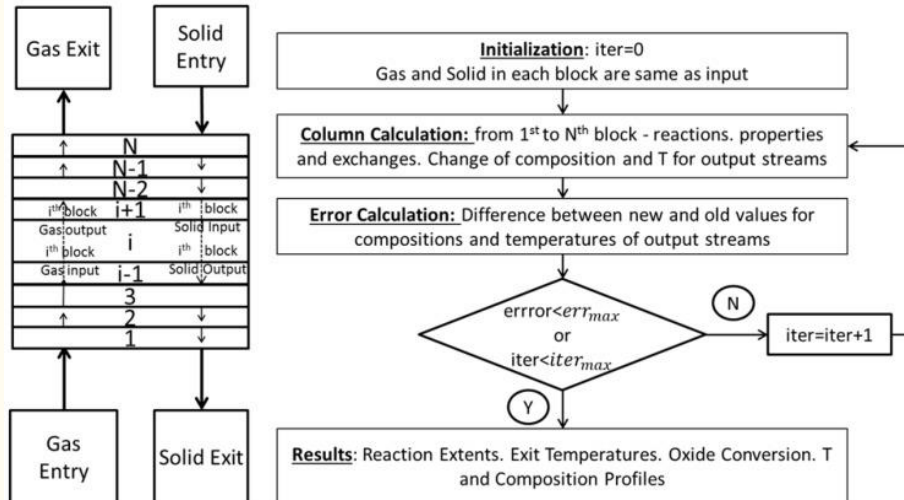
6. Kesimpulan

Sebagai kesimpulan, makalah ini menampilkan model proses multiskala yang sistemik yang dikembangkan untuk simulasi, visualisasi, dan optimalisasi lebih lanjut dari pabrik reduksi besi DR berbasis gas. Pendekatan multi-skala diadopsi, mulai dari ukuran butir untuk memodelkan pelet besi dan transformasinya, hingga ukuran reaktor yang mana kinetika reaksi serta pertukaran panas dan massa disimulasikan, dan pada akhirnya skala pabrik yang mana putaran daur ulang gas dimodelkan untuk memperoleh proses tertutup, dan emisi karbon selanjutnya dihitung untuk dua kasus. Hasil simulasi ditemukan sesuai dengan data industri. Selain itu, pengujian pengoptimalan tangan menghasilkan penurunan emisi karbon sebesar 12%. Pekerjaan di masa depan akan membahas optimasi berbasis komputer bersama dengan pengujian konfigurasi proses baru.

Lampiran A

Skema perhitungan zona reduksi dan transisi akan dijelaskan selanjutnya. Metode beda hingga 1D digunakan. Reaktor dipartisi menjadi (4000) irisan horizontal dengan permukaan konstan dan tinggi yang sama ([Gambar A1](#)).

Gambar A1



Skema penyelesaian zona reduksi dan transisi.

Loop perhitungan dapat dipecah sebagai berikut. Semua aliran gas dan padat diinisialisasi sama dengan masukan aliran gas dan padat. Perhitungan kemudian dimulai dari potongan pertama hingga potongan terakhir. Reaksi dan pertukaran panas dan massa terjadi antara gas yang naik (i) dan padatan yang turun ($i+1$) memasuki irisan. Pertukaran ini berdampak pada keluarnya gas yang naik ($i + 1$) dan padatan yang turun (i). Selisih antara nilai yang baru dihitung dan nilai sebelumnya kemudian dicatat untuk setiap tahap. Setelah penghitungan selesai, kesalahan relatif keseluruhan dihitung sebagai jumlah selisih antara nilai lama dan baru dibagi dengan jumlah nilai total untuk masing-masing variabel berikut: laju aliran molar untuk komponen gas dan padat serta suhu untuk fase gas dan padat. Iterasi kemudian berlanjut hingga kesalahan ini lebih rendah dari toleransi tertentu (10^{-4}) atau jumlah iterasi melebihi jumlah iterasi maksimum (7000). Setelah penghitungan selesai, hasilnya dikembalikan ke Simulasi Aspen. Hal ini mencakup: luasan reaksi, temperatur keluarnya zat padat dan gas, serta profil suhu dan komposisi aliran gas dan zat padat di sepanjang poros.

[Tabel A1](#) memberikan daftar semua reaksi yang dipertimbangkan dalam zona reduksi dan transisi. Rangkaian persamaan pertama berkaitan dengan reduksi oksida besi: $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4 \rightarrow \text{Fe}_{0,95}\text{O} \rightarrow \text{Fe}$, dengan CO dan H_2 sebagai zat reduksi. Laju reaksinya dikendalikan oleh

berbagai resistensi (antar-granular, intra-granular, antar-kristalit, intra-kristalit, dan bahan kimia) yang dijumlahkan berdasarkan hukum waktu reaksi aditif yang menganggap bahwa langkah-langkah transportasi materi yang berbeda terjadi secara seri. Reaksi selanjutnya adalah pembentukan uap metana, pergeseran gas air, dekomposisi metana, dan Boudouard. Laju kinetik dihitung berdasarkan faktor stoikiometri dengan kemungkinan terjadinya reaksi balik. Ekspresi konstanta kinetik didasarkan pada literatur [17 , 21 , 22 , 23], dengan peran besi sebagai katalis untuk reaksi metana.

Tabel A1

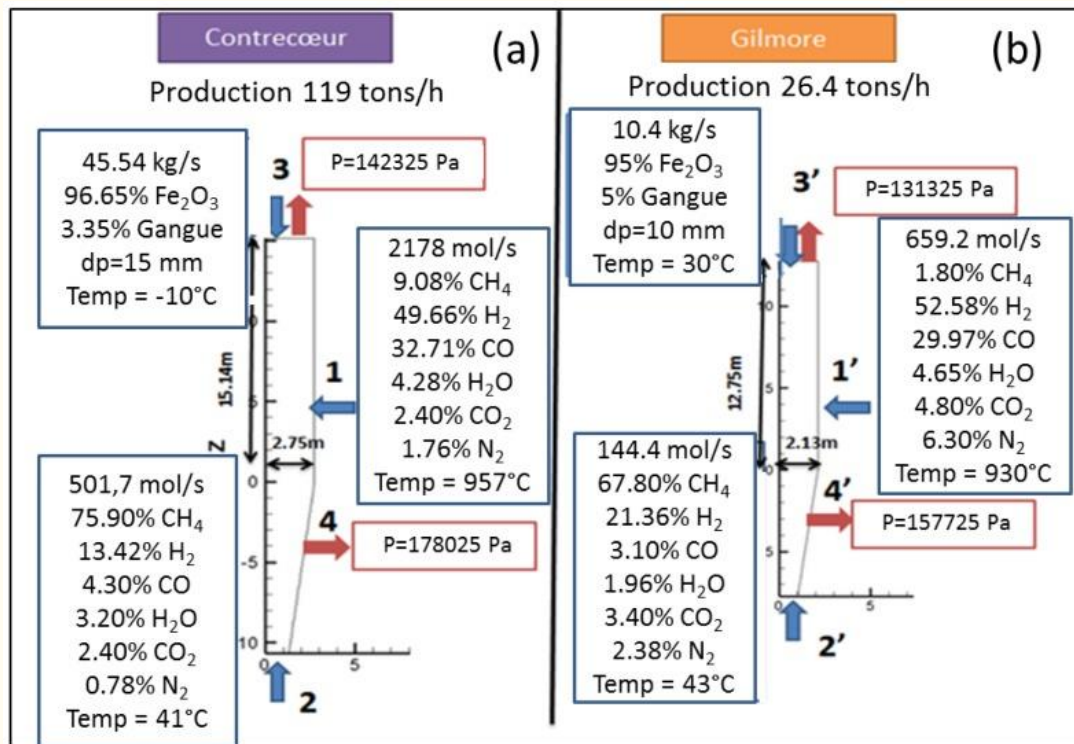
Reaksi yang dipertimbangkan.

Nomor Reaksi	Nama	Rumus
Reaksi 1	Reduksi hematit H_2	$3 Fe_2 O_3 + H_2 \rightarrow 2 Fe_3 O_4 + H_2 O$
Reaksi 2	Pengurangan hematit CO	$3 Fe_2 O_3 + CO \rightarrow 2 Fe_3 O_4 + CO_2$
Reaksi 3	Reduksi magnetit H_2	$1,19 Fe_3 O_4 + H_2 \rightarrow 3,75 Fe_{0,95} O + H_2 O$
Reaksi 4	Reduksi magnetit CO	$1,19 Fe_3 O_4 + CO \rightarrow 3,75 Fe_{0,95} O + CO_2$
Reaksi 5	Reduksi Wustit H_2	$Fe_{0,95} O + H_2 \rightarrow 0,95 Fe + H_2 O$
Reaksi 6	Pengurangan CO Wustite	$Fe_{0,95} O + CO \rightarrow 0,95 Fe + CO_2$
Reaksi 7	Reformasi uap	$CH_4 + H_2 O \rightarrow CO + 3 H_2$
Reaksi 8	Pergeseran gas air	$CO + H_2 O \leftrightarrow CO_2 + H_2$
Reaksi 9	Dekomposisi metana	$CH_4 \rightarrow C + 2 H_2$
Reaksi 10	Boudouard (terbalik)	$2 BERSAMA \leftrightarrow C + BERSAMA_2$

Panas reaksi dihitung sebagai jumlah panas reaksi setiap persamaan dan dikaitkan dengan fase padat. Selain itu, fase padat dan gas mengangkut panas melalui konveksi dan konduksi, dan menukar panas melalui transfer konvektif.

Lampiran B

Gambar A2



Kondisi masukan tanaman Contrecoeur (a) dan Gilmore (b).

Konseptualisasi, FP, HH dan RB; metodologi: semua; Perangkat lunak Fortran: HH; Perangkat lunak Aspen Plus: RB dan OM; penyidikan: HH dan RB; penulisan: RB dan FP; pengawasan: FP dan OM; Administrasi Proyek dan Akuisisi Pendanaan: FP

Referensi

1. Studi CCS Besi dan Baja IEAGHG (Pabrik Baja Terintegrasi Technoeconomics) [(diakses pada 19 Mei 2018)]; 4 Juli 2013; Laporan IEAGHG. Tersedia daring: <http://ieaghg.org/publications/technical-reports>
2. Duarte PE, Becerra J. Mengurangi emisi gas rumah kaca dengan skema emisi bebas karbon non-selektif Energiron. *Stahl dan Eisen*. 2011; 131 :85. [[Google Cendekia](#)]
3. Chatterjee A. *Produksi Besi Spons dengan Reduksi Langsung Oksida Besi*. Prajurit Pembelajaran PHI. Ltd.; Delhi, India: 2010. [[Google Cendekia](#)]

4. Patisson F., Ablitzer D. Pemodelan reaksi gas-padat: Kinetika, perpindahan massa dan panas, dan evolusi struktur pori. *kimia. bahasa Inggris Teknologi*. 2000; 23 :75–79. doi: 10.1002/(SICI)1521-4125(200001)23:1<75::AID-CEAT75>3.0.CO;2-V. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
5. Sohn HY Hukum waktu reaksi aditif dalam reaksi fluida padat. *logam. Trans. B.1978* ; 9 :89–96. doi: 10.1007/BF02822675. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
6. Hamadeh H. *Ph.D. Tesis*. Universitas de Lorraine; Nancy, Perancis: 2017. [(diakses pada 19 Mei 2018)]. Modélisation Mathématique Détaillée du Procédé de Réduction Directe du Minerai de fer. Tersedia online: <https://tel.archives-ouvertes.fr/tel-01740462> [[Google Cendekia](#)]
7. Ranzani da Costa A., Wagner D., Patisson F. Memodelkan proses pembuatan baja hidrogen baru yang rendah emisi CO_2 . *J. Bersih. Melecut*. 2013; 46 :27–35. doi: 10.1016/j.jclepro.2012.07.045. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
8. Rahimi A., Niksiar A. Model umum reaktor lapisan bergerak dengan banyak reaksi kimia, bagian I: Formulasi model. *Int. J. Min. Proses*. 2013; 24 :58–66. doi: 10.1016/j.minpro.2013.02.015. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
9. Nouri SMM, Ebrahim HA, Jamshidi E. Simulasi reaktor reduksi langsung dengan model butir. *kimia. bahasa Inggris J.2011* ; 166 :704–709. doi: 10.1016/j.cej.2010.11.025. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
10. Shams A., Moazeni F. Pemodelan dan Simulasi Tungku Poros MIDREX: Zona Reduksi, Transisi dan Pendinginan. *JOM*. 2015; 67 :2681–2689. doi: 10.1007/s11837-015-1588-0. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
11. Palacios P., Toledo M., Cabrera M. Reduksi bijih besi dengan oksidasi parsial metana dalam media berpori. *Int. J. Energi Hidrogen*. 2015; 40 :9621–9633. doi: 10.1016/j.ijhydene.2015.05.058. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
12. Alamsari B., Torii S., Trianto A., Bindar Y. Kajian Pengaruh Penurunan Kenaikan Suhu Besi terhadap Pembentukan Karbon Total pada Zona Isobarik dan Pendinginan Reaktor Besi. *Adv. Mekanisme. bahasa Inggris* 2010; 2 :192430. doi: 10.1155/2010/192430. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
13. Alamsari B., Torii S., Trianto A., Bindar Y. Perpindahan panas dan massa pada zona reduksi reaktor besi spons. *Mekanisme ISRN. bahasa Inggris* 2011; 2011 :324659. doi: 10.5402/2011/324659. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]

14. Hamadeh H., Patisson F. Reductor, Model Fisikokimia 2D Reduksi Bijih Besi Langsung dalam Tungku Poros; Prosiding Konferensi AISTech 2017; Nashville, TN, AS. 8–11 Mei 2017; [(diakses pada 19 Mei 2018)]. hal.937–946. Tersedia online: <http://digital.library.aist.org/pages/PR-372-106.htm> [[Google Cendekia](#)]
15. Ghadi AZ, Valipour MS, Biglari M. CFD simulasi aliran partikel gas dua fase di tungku poros Midrex: Pengaruh sistem injeksi gas kembar terhadap kinerja reaktor. *Int. J. Energi Hidrogen*. 2017; 42 :103–118. doi: 10.1016/j.ijhydene.2016.11.053. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
16. Alhumaizi K., Ajbar A., Soliman M. Memodelkan interaksi kompleks antara reformer dan tungku reduksi di pabrik besi berbasis midrex. *Bisa. J.kimia. bahasa Inggris* 2012; 90 :1120–1141. doi: 10.1002/cjce.20596. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
17. Situs KOBELCO. [(diakses pada 19 Mei 2018)]; Tersedia daring: <http://www.kobelco.co.jp/english/products/dri/img/flow.gif>
18. Ye G., Xie D., Qiao W., Grace JR, Lim CJ Pemodelan reaktor membran fluidized bed untuk produksi hidrogen dari reformasi uap metana dengan Aspen Plus. *Int. J. Energi Hidrogen*. 2011; 34 :4755–4762. doi: 10.1016/j.ijhydene.2009.03.047. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
19. Tripodi A., Compagnoni M., Ramis G., Rossetti I. Simulasi proses produksi hidrogen dengan reformasi uap larutan bioetanol encer: Pengaruh parameter operasi pada kogenerasi listrik dan termal dengan menggunakan sel bahan bakar. *Int. J. Energi Hidrogen*. 2017; 42 :23776–23783. doi: 10.1016/j.ijhydene.2017.04.056. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
20. Guo X., Wu S., Xu J., Du K. Optimalisasi komposisi gas reduksi untuk tungku poros pra-reduksi COREX[®] berdasarkan campuran CO-H₂. *Procedia Eng*. 2011; 15 :4702–4706. doi: 10.1016/j.proeng.2011.08.880. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
21. Takahashi R., Takahashi Y., Yagi JI, Omori Y. Pengoperasian dan simulasi tungku poros bertekanan untuk reduksi langsung. *Trans. Besi Baja Inst. Jpn*. 1986; 26 :765–774. doi: 10.2355/isijininternational1966.26.765. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
22. Byron Smith RJ, Loganathan M., SHANTHA MS Tinjauan kinetika reaksi pergeseran gas air. *Int. J.kimia. Reaksi. bahasa Inggris* 2010; 8 hari: 10.2202/1542-6580.2238. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]
23. Grabke HJ Die Kinetik der Entkohlung dan Aufkohlung von γ -Eisen di Methan-Wasserstoff-Gemischen. *Ber. Bunseng. Fis. kimia*. 1965; 69 :409–414. doi: 10.1002/bbpc.19650690508. [[CrossRef](#)] [[Google Cendekia](#)]