



دانشگاه صنعت آب برق

دانشکده مکانیک و انرژی

پایان نامه کارشناسی ارشد مکانیک - مدیریت انرژی

ارائه طرحی نوین برای تولید هم زمان برق و هیدروژن بر پایه گازی زیست توده

تحقیق و تدوین:

سیمین شعبانی

اساتید راهنما:

دکتر آبتین عطایی

دکتر مجتبی فاضلی



دانشگاه صنعت آب و برق

دانشگاه صنعت آب و برق (شهید عباسپور)

پایانامه کارشناسی ارشد رشته مکانیک خانم سیمین شعلبنی

تحت عنوان

تولید همزمان برق و هیدروژن بر پایه گازی سازی زیست توده

در تاریخ توسط کمیته تخصصی زیر مورد بررسی و تصویب نهایی قرار گرفت.

۱- استاد راهنمای پایان نامه (نام و نام خانوادگی) ..... (امضا) .....

۲- استاد مشاور پایان نامه .....

۳- استاد داور .....

۴- استاد داور .....

معاونت تحصیلات تکمیلی دانشکده .....

به نام خدا

تعهدنامه اصالت اثر:

اینجانب ..... تأیید می‌کنم که مطالب مندرج در این پایان‌نامه، حاصل کار پژوهشی اینجانب می‌باشد و به دستاوردهای پژوهشی دیگران که در این نوشته از آنها استفاده شده است مطابق مقررات ارجاع گردیده است.

این پایان‌نامه قبلاً برای احراز هیچ مدرک هم‌سطح، پایین‌تر و بالاتر ارائه نشده است. کلیه حقوق مادی و معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعت آب و برق (شهید عباسپور) می‌باشد. ....

سیمین شعبانی

## فهرست مطالب

|    |  |
|----|--|
| ۲  | ..... فصل اول: کلیات                                   |
| ۲  | ..... ۱-۱ زیست توده                                    |
| ۵  | ..... ۲-۱ تاریخچه گازی سازی                            |
| ۶  | ..... ۳-۱ فرایند گازی سازی                             |
| ۷  | ..... ۱-۳-۱ فرایند پیش گرمایش و خشک کردن               |
| ۸  | ..... ۲-۳-۱ پیرولیز                                    |
| ۱۰ | ..... ۳-۳-۱ گازی سازی                                  |
| ۱۱ | ..... ۴-۳-۱ احتراق                                     |
| ۱۱ | ..... ۴-۱ بررسی واکنش های فرایند گازی سازی             |
| ۱۳ | ..... ۵-۱ انواع راکتورهای گازی سازی                    |
| ۱۴ | ..... ۱-۵-۱ راکتورهای بستر ثابت یا متحرک               |
| ۱۴ | ..... ۱-۱-۵-۱ راکتور بستر ثابت بالاسو یا جریان متقابل  |
| ۱۵ | ..... ۲-۱-۵-۱ راکتور بستر ثابت پایین سو یا جریان همرفت |
| ۱۶ | ..... ۳-۱-۵-۱ راکتور بستر ثابت جریان متقاطع            |
| ۱۶ | ..... ۲-۵-۱ راکتور بستر سیال                           |
| ۱۷ | ..... ۱-۲-۵-۱ راکتور بستر سیال شده جوشان               |
| ۱۸ | ..... ۲-۲-۵-۱ راکتور بستر سیال شده باز چرخشی           |
| ۱۸ | ..... ۳-۲-۵-۱ راکتور بستر سیال شده دوقلو               |
| ۱۹ | ..... ۳-۵-۱ راکتور های جریان پیوسته                    |
| ۱۹ | ..... ۱-۳-۵-۱ راکتورهای جریان پیوسته خوراک از بالا     |
| ۲۰ | ..... ۲-۳-۵-۱ راکتورهای جریان پیوسته خوراک از کنار     |
| ۲۰ | ..... ۶-۱ تصفیه و خالص سازی گاز ترکیبی                 |
| ۲۱ | ..... ۱-۶-۱ حذف ذرات بر اساس نوع فیلترها               |
| ۲۱ | ..... ۱-۱-۶-۱ فیلترهای فابریکی                         |
| ۲۱ | ..... ۲-۱-۶-۱ تصفیه کننده های مرطوب                    |
| ۲۲ | ..... ۲-۶-۱ حذف ذرات بر اساس نیروی خارجی               |
| ۲۳ | ..... ۷-۱ حذف گازهای اسیدی                             |
| ۲۴ | ..... ۱-۷-۱ حذف گازهای اسیدی در حالت سرد               |

|    |   |
|----|---|
| ۲۵ | ..... ۱-۱-۷-۱ جاذب های شیمیایی  |
| ۲۷ | ..... ۲-۱-۷-۱ جاذب های فیزیکی مایع  |
| ۲۸ | ..... ۳-۱-۷-۱ جاذب های فیزیکی جامد  |
| ۲۹ | ..... ۴-۱-۷-۱ جاذب های فیزیکی و شیمیایی                                       |
| ۲۹ | ..... ۲-۷-۱ حذف گازهای اسیدی در حات گرم                                       |
| ۲۹ | ..... ۱-۲-۷-۱ حذف ذرات بر اساس نوع فیلتر در حالت گرم                          |
| ۳۰ | ..... ۲-۲-۷-۱ حذف گازهای اسیدی بر اساس نوع نیروی خارجی                        |
| ۳۱ | ..... ۸-۱ روش های حذف دی اکسیدکربن  |
| ۳۲ | ..... ۱-۸-۱ جاذب های شیمیایی مایع   |
| ۳۳ | ..... ۲-۸-۱ جاذب های فیزیکی جامد  |
| ۳۴ | ..... ۳-۸-۱ سیکل های تبرید  |
| ۳۴ | ..... ۴-۸-۱ غشا های جداسازی   |
| ۳۴ | ..... ۵-۸-۱ سیکل آکسی فیول  |
| ۳۴ | ..... ۶-۸-۱ روش های ابتکاری   |
| ۳۴ | ..... ۱-۶-۸-۱ محلول جداسازی   |
| ۳۵ | ..... ۲-۶-۸-۱ سیکل شیمیایی  |
| ۳۶ | ..... فصل دوم: مروری بر منابع   |
| ۴۲ | ..... فصل سوم: مدلسازی و شبیه سازی نیروگاه تولید همزمان برق و هیدروژن         |
| ۴۲ | ..... ۱-۳- معرفی طرح و شرح مسئله  |
| ۴۳ | ..... ۲-۳- مدلسازی فرایند گازی سازی   |
| ۵۵ | ..... ۳-۳- شبیه سازی غشا  |
| ۶۱ | ..... ۴-۳- واحد تصفیه و راکتور غشا  |
| ۶۳ | ..... ۱-۵-۳ پنجره معادلات   |
| ۶۴ | ..... ۲-۵-۳ فرم بندی معادلات  |
| ۶۴ | ..... ۳-۵-۳ پنجره حل  |
| ۶۴ | ..... ۴-۵-۳ پنجره آرایه   |
| ۶۵ | ..... ۵-۵-۳ پنجره وضعیت و خطا   |
| ۶۵ | ..... ۶-۵-۳ جدول پارامتریک  |
| ۶۵ | ..... ۷-۵-۳ پنجره نمودار  |
| ۶۵ | ..... ۸-۵-۳ رابط گرافیکی کاربر  |
| ۶۵ | ..... فصل چهارم: نتایج مدلسازی و شبیه سازی نیروگاه تولید همزمان برق و هیدروژن |

|    |   |
|----|---|
| ۶۶ | .....   |
| ۶۶ | ۱-۴ بررسی نتایج مدل‌سازی فرایند گازی سازی.....  |
| ۷۶ | ۲-۴ نتایج شبیه سازی و بهینه سازی نیروگاه تولید همزمان هیدروژن و برق.....              |
| ۸۷ | ..... فصل پنجم: بررسی اقتصادی طرح.....  |
| ۸۷ | ..... ۱-۵ قیمت ها و توابع اقتصادی.....  |
| ۸۹ | ..... ۲-۵ بررسی اقتصادی طرح در صورت فشرده سازی و جمع اوری دی اکسید کربن.....          |
| ۸۹ | ..... ۱-۲-۵ بررسی اقتصادی استفاده از غشا پالادیمی و آلیاژ بر ارزش فعلی خالص.....      |
| ۹۱ | ..... ۲-۲-۵ بررسی اقتصادی استفاده از راکتور غشا بر ارزش فعلی خالص.....                |
| ۹۲ | ..... ۳-۲-۵ بررسی اثر افزایش قیمت برق بر ارزش فعلی خالص.....                          |
| ۹۴ | ..... ۴-۲-۵ بررسی اثر افزایش قیمت فروش هیدروژن بر ارزش فعلی خالص.....                 |
| ۹۴ | ..... ۳-۵ بررسی اقتصادی طرح در صورت سرد نمودن و آزاد شدن دی اکسید کربن در اتمسفر..... |
| ۹۶ | ..... فصل ششم: بحث، نتیجه گیری و ارائه پیشنهاد.....                                   |
| ۹۸ | ..... منابع.....  |

## فهرست جداول

|    |   |
|----|---|
| ۲۴ | جدول ۱-۱: انواع حلال های فیزیکی و شیمیایی و فیزیکی-شیمیایی در حالت حذف گاز اسیدی سرد..... |
| ۲۶ | جدول ۱-۲: انواع حلال های شیمیایی در حالت حذف گاز اسیدی سرد.....                           |
| ۲۶ | جدول ۱-۳: خصوصیات فیزیکی و شیمیایی حلال های شیمیایی جذب در حالت سرد.....                  |
| ۳۱ | جدول ۱-۴: فرایندهای مختلف جداسازی دی اکسید کربن.....                                      |
| ۴۵ | جدول ۳-۱: مقادیر ثوابت جهت محاسبه گرمای ویژه فشار ثابت.....                               |
| ۴۶ | جدول ۳-۲: مقادیر ثوابت جهت محاسبه انرژی آزاد گیس.....                                     |
| ۵۴ | جدول ۳-۳: اکسرژی شیمیایی اجزای مختلف ترکیب گازی.....                                      |
| ۵۷ | جدول ۳-۴: مشخصات غشا های جداسازی هیدروژن.....   |
| ۷۸ | جدول ۴-۱: مشخصات جریان راکتور گازی سازی.....  |
| ۷۸ | جدول ۴-۲: مشخصات ترکیب اجزای گاز ترکیبی.....  |
| ۷۹ | جدول ۴-۳: مشخصات و نتایج از شبیه سازی نیروگاه تولید همزمان.....                           |
| ۸۷ | جدول ۵-۱: هزینه سرمایهگذاری تجهیزات نیروگاهی در سال ۲۰۰۲.....                             |
| ۸۸ | جدول ۵-۲: نرخ تورم و شاخص قیمت های جهانی در سال های مختلف.....                            |
| ۸۹ | جدول ۵-۳: هزینه سرمایهگذاری غشا های پالادیمی.....   |

## فهرست شکل ها

- شکل ۱-۱: مقایسه هزینه سرمایه گذاری انواع منابع انرژی..... ۲
- شکل ۲-۱: پتانسیل زیست توده در ایران..... ۳
- شکل ۳-۱: دورنمای کلی فناوری های تبدیل زیست توده..... ۳
- شکل ۴-۱: تاریخچه گازی سازی..... ۵
- شکل ۵-۱: فرآیند گازی سازی..... ۷
- شکل ۶-۱: فرآیند تجزیه مولکولهای هیدروکربنی بزرگ به مولکولهای کوچکتر در طی پیرولیز..... ۸
- شکل ۷-۱: تاثیر دماهای مختلف پیرولیز بر روی تولید گازهای مختلف..... ۹
- شکل ۸-۱: اثر نرخ حرارت دهی بر پیرولیز..... ۹
- شکل ۹-۱: اثر زمان ماند بر پیرولیز..... ۱۰
- شکل ۱۰-۱: انواع فرایندهای گازی سازی..... ۱۱
- شکل ۱۱-۱: واکنش های گازی سازی..... ۱۳
- شکل ۱۲-۱: انواع گازی ساز..... ۱۳
- شکل ۱۳-۱: گازی ساز با جریان بالاسو..... ۱۴
- شکل ۱۴-۱: گازی سازی با جریان پایین سو..... ۱۵
- شکل ۱۵-۱: شکل گازی ساز جریان متقاطع..... ۱۶
- شکل ۱۶-۱: یک گازی ساز بستر سیال شده جوشان..... ۱۸
- شکل ۱۷-۱: یک نمونه گازی ساز بستر سیال شده چرخشی..... ۱۸
- شکل ۱۸-۱: یک راکتور گازی سازی دو قلو..... ۱۹
- شکل ۱۹-۱: گازی ساز جریان پیوسته خوراک از بالا..... ۲۰
- شکل ۲۰-۱: گازی ساز جریان پیوسته خوراک از کنار..... ۲۰
- شکل ۲۱-۱: فیلتر فابریکی..... ۲۱
- شکل ۲۲-۱: تصفیه کننده بستر بسته، بستر سیالی و وتوری..... ۲۲
- شکل ۲۳-۱: تصفیه کننده گرانشی..... ۲۲
- شکل ۲۴-۱: تصفیه کننده سیکلون..... ۲۳
- شکل ۲۵-۱: تصفیه کننده الکترواستاتیکی..... ۲۳
- شکل ۲۶-۱: واحد آمین جهت تصفیه گازهای اسیدی..... ۲۶
- شکل ۲۷-۱: یک واحد حذف Selexoal در نیروگاه IGCC..... ۲۸
- شکل ۲۸-۱: یک واحد PSA..... ۳۳
- شکل ۲۹-۱: سیکل شیمیایی حذف دی اکسید کربن..... ۳۵
- شکل ۱-۲: دیاگرام طرح Paolo chiesa..... ۴۰



|    |   |
|----|---|
| ۴۱ | ..... شکل ۲-۲: دیاگرام طرح C.C.Cormos                                   |
| ۴۳ | ..... شکل ۳-۱: دیاگرام طرح (کلی)  |
| ۴۹ | ..... شکل ۳-۲: آنالیز تقریبی یک نمونه شلتوک برنج                        |
| ۴۹ | ..... شکل ۳-۳: آنالیز نهایی یک نمونه شلتوک برنج                         |
| ۵۷ | ..... شکل ۳-۴: اجزای غشا جداسازی فلزی                                   |
| ۵۸ | ..... شکل ۳-۵: غشا جداسازی فلزی   |
| ۵۸ | ..... شکل ۳-۶: مکانیزم غشا جداسازی فلزی                                 |
| ۶۰ | ..... شکل ۳-۷: راکتور غشا   |
| ۶۰ | ..... شکل ۳-۸: راکتور غشا در کاربرد صنعتی و تحقیقاتی                    |
| ۶۲ | ..... شکل ۳-۹: نمودار ظرفیت راکتور نسبت به بخار آب                      |
| ۶۳ | ..... شکل ۳-۱۰: نمودار افت فشار راکتور نسبت به بخار آب                  |
| ۶۶ | ..... شکل ۴-۱: اثر دمای گازی سازی بر تولید متان                         |
| ۶۷ | ..... شکل ۴-۲: اثر دمای گازی سازی بر تولید مونوکسید کربن                |
| ۶۷ | ..... شکل ۴-۳: اثر دمای گازی سازی بر تولید دی‌کسید کربن                 |
| ۶۸ | ..... شکل ۴-۴: اثر دمای گازی سازی بر تولید هیدروژن                      |
| ۶۹ | ..... شکل ۴-۵: اثر دمای گازی سازی بر راندمان گاز سرد                    |
| ۷۰ | ..... شکل ۴-۶: اثر فشار راکتور گازی سازی بر تولید متان                  |
| ۷۰ | ..... شکل ۴-۷: اثر فشار راکتور گازی سازی بر تولید مونوکسید کربن         |
| ۷۱ | ..... شکل ۴-۸: اثر فشار راکتور گازی سازی بر تولید دی‌کسید کربن          |
| ۷۱ | ..... شکل ۴-۹: اثر فشار راکتور گازی سازی بر تولید هیدروژن               |
| ۷۲ | ..... شکل ۴-۱۰: اثر نرخ بخار ورودی بر تولیدات گاز ترکیبی                |
| ۷۲ | ..... شکل ۴-۱۱: اثر نرخ بخار ورودی بر ارزش حرارتی گاز ترکیبی            |
| ۷۳ | ..... شکل ۴-۱۲: اثر نرخ بخار آب ورودی بر راندمان گاز سرد                |
| ۷۳ | ..... شکل ۴-۱۳: اثر نرخ هوای ورودی بر تولیدات گاز ترکیبی                |
| ۷۴ | ..... شکل ۴-۱۴: اثر نرخ هوای ورودی بر ارزش حرارتی گاز ترکیبی            |
| ۷۴ | ..... شکل ۴-۱۵: اثر نرخ هوای ورودی بر راندمان گاز سرد                   |
| ۷۵ | ..... شکل ۴-۱۶: اثر دما بر اکسرژی                                       |
| ۷۵ | ..... شکل ۴-۱۷: اثر افزایش نرخ بخار آب ورودی بر راندمان اکسرژی          |
| ۷۶ | ..... شکل ۴-۱۸: اثر افزایش نرخ هوای ورودی بر راندمان اکسرژی             |
| ۷۷ | ..... شکل ۴-۱۹: دیاگرام طرح   |
| ۸۱ | ..... شکل ۴-۲۱: نمودار شار جریان هیدروژن بر حسب اختلاف فشار در $n=0.62$ |

- شکل ۴-۲۲: نمودار تغییرات شار جریان هیدروژن و سطح مورد نیاز بر حسب اختلاف فشار در  $n=0.5$  ..... ۸۱
- شکل ۵-۱: ارزش فعلی خالص طرح در مساحت ۳۰۰۱ مترمربع ..... ۸۹
- شکل ۵-۲: ارزش فعلی خالص طرح در مساحت ۳۸۳۹ مترمربع ..... ۹۰
- شکل ۵-۳: ارزش فعلی خالص طرح در مساحت ۱۹۰۶ مترمربع ..... ۹۱
- شکل ۵-۴: ارزش فعلی خالص طرح در مساحت ۳۳۰/۵ مترمربع ..... ۹۱
- شکل ۵-۵: اثر افزایش قیمت برق بر ارزش فعلی خالص غشا پالادیمی ..... ۹۲
- شکل ۵-۶: اثر افزایش قیمت برق بر راکتور غشا ..... ۹۳
- شکل ۵-۷: اثر افزایش قیمت هیدروژن بر ارزش خالص فعلی غشا پالادیمی ..... ۹۳
- شکل ۵-۸: اثر افزایش قیمت هیدروژن بر ارزش خالص فعلی راکتور غشا ..... ۹۴
- شکل ۵-۹: ارزش فعلی خالص طرح در غشا پالادیم با سطح ۳۰۰۱ مترمربع ..... ۹۴
- شکل ۵-۱۰: ارزش فعلی خالص طرح در غشا پالادیم با سطح ۱۹۰۶ مترمربع ..... ۹۵
- شکل ۵-۱۱: ارزش فعلی خالص طرح در راکتور غشا با سطح ۳۳۰/۵ مترمربع ..... ۹۵

## چکیده:

با توجه به گسترش روز افزون مصرف انرژی و نیاز به منابع سوخت های فسیلی با ارزش کشور و همچنین لزوم توسعه بهینه سازی در بخش مصرف انرژی کشور، استفاده از منابع انرژی تجدید پذیر<sup>۱</sup> راه حلی مطمئن در جهت نیل بدین اهداف محسوب می گردد. این طرح با هدف توجه به اهمیت نیاز کشور به تولید پراکنده برق و کاهش هزینه های ناشی از اتلاف در بخش توزیع و انتقال همچنین نیاز به سوخت های پاک با کمترین میزان آلودگی زیست محیطی که از هدر رفت منابع قابل بازیافت انرژی جلوگیری نماید شکل گرفته است. در این پایان نامه طرحی جهت استفاده از منابع زیست توده کشور جهت تولید همزمان هیدروژن و برق ارائه شده است. در این طرح با استفاده از شلتوک برنج<sup>۲</sup> به عنوان یک منبع تجدید پذیر انرژی، به همراه بخار آب و اکسیژن هوا در راکتور گازی سازی، گاز ترکیبی<sup>۳</sup> تولید می گردد که این گاز مخلوطی از هیدروژن، مونوکسید کربن، دی اکسید کربن، آب و مقادیر جزئی متان می باشد. راکتور مورد استفاده در این طرح در دما ۱۲۰۰ درجه سانتی گراد و فشار ۳۰ بار عمل می کند. گاز ترکیبی تولیدی پس از مراحل خنک سازی در کولر تشعشعی و میدل حرارتی وارد راکتور شیفتم جهت افزایش خلوص هیدروژن می شود. سپس هیدروژن در یک واحد غشا از باقی ترکیب گازی جدا شده و ذخیره می گردد.

مصرف شلتوک برنج ۲۵/۸۳ کیلوگرم در هر ثانیه، مصرف بخار آب ۱/۹۸۲ کیلوگرم در ثانیه و اکسیژن ۱۳/۷۶ کیلوگرم در ثانیه می باشد و میزان تولید هیدروژن ۱/۳۱۶ کیلوگرم در هر ثانیه و تولید برق در صورت ذخیره و جمع آوری دی اکسید کربن ۵/۹۲۳ مگاوات الکتریکی و در صورت عدم جمع آوری آن ۱۲/۸۵۵ مگاوات الکتریکی می باشد.

تولید برق در این طرح توسط دو سیکل توربین بخار صورت می گیرد. در حالت فشرده سازی و جمع آوری دی اکسید کربن، راندمان انرژی سیستم برابر با ۴۲/۶٪ و راندمان خالص تولید برق ۱/۵٪ می باشد. در صورت عدم جمع آوری دی اکسید کربن، راندمان خالص تولید قدرت این طرح ۳/۲۵۷٪ و راندمان کلی انرژی ۴۵/۳۶٪ می باشد. همچنین راندمان تولید هیدروژن در این طرح ۴۰/۰۱٪ می باشد. ایده اصلی طرح جایگزینی سیکل توربین بخار با سیکل توربین گاز جهت جلوگیری از احتراق هیدروژن به همراه گاز ترکیبی به عنوان سوخت با ارزش و جلوگیری از تولید NO<sub>x</sub> ناشی از این احتراق، با استفاده تحلیل های اقتصادی و بهینه سازی فرایند است. همچنین در این طرح انواع غشا های قابل استفاده در این سیکل با در نظر گرفتن هزینه سرمایه گذاری اولیه آن ها بررسی شده و راکتور غشا جهت تولید و جداسازی هیدروژن در ظرفیت بالا به عنوان بهترین گزینه پیشنهاد شده است.

در فصل پنجم این پایان نامه نیز تحلیل اقتصادی کل طرح با استفاده از شاخص های قیمت<sup>۴</sup> و نرخ تورم در سال ۲۰۱۱ محاسبه شده است. که نشان می دهد هزینه سرمایه گذاری اولیه طرح با در نظر گرفتن ذخیره و جمع آوری دی اکسید کربن، در صورت استفاده از غشا پالادیمی با سطح ۱۹۰۶ مترمربع و قیمت ۱۰۸۷۰ دلار بر هر متر مربع در حدود ۱۹۰ میلیون دلار و نرخ بازگشت داخلی آن ۱۷/۰۳٪، در صورت استفاده از غشا با سطح ۳۰۰۱ مترمربع و قیمت ۱۸۷۰ دلار بر هر متر مربع در حدود ۲۰۰ میلیون دلار و نرخ بازگشت داخلی آن ۱۵/۰۱٪ و در صورت استفاده از راکتور غشا با سطح ۳۳۰/۵ متر مربع و قیمت ۱۸۰۰ دلار بر هر متر مربع برابر با ۱۷۰ میلیون دلار و نرخ بازگشت داخلی آن ۲۰/۹۹٪ می باشد.

<sup>۱</sup>Biomass

<sup>۲</sup>Rice husk

<sup>۳</sup>syngas

<sup>۴</sup>index

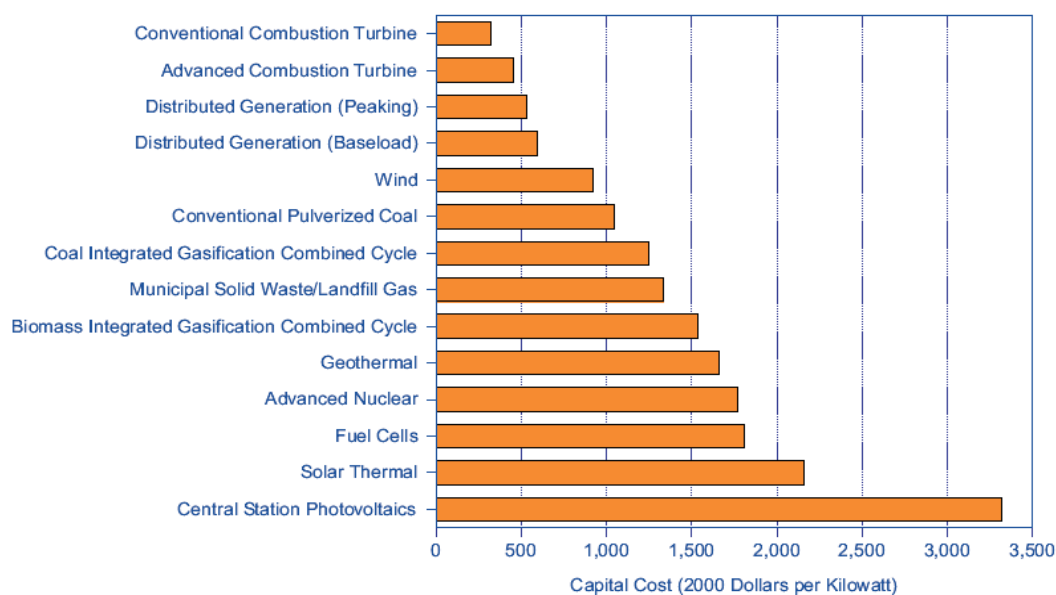
## فصل اول : کلیات

### ۱-۱ زیست توده

افزایش رو به رشد مصرف انرژی در جهان به خصوص کشورهای در حال توسعه، بحران های اقتصادی، کاهش منابع سوخت های فسیلی و اثرات مخرب زیست محیطی ناشی از آنها، جوامع امروزی و سیاست گذاران بخش انرژی را به سوی استفاده از سوخت های پاک و منابع تجدید پذیر انرژی سوق می دهد . زیست توده (Biomass) یکی از منابع انرژی های تجدید پذیر بوده که علاوه بر قابلیت جایگزینی با سوخت های فسیلی، باعث کاهش آلودگی های زیست محیطی و گازهای گلخانه ای ناشی از احتراق سوخت های فسیلی است.

بیشترین منابع زیست توده در کشورهای در حال توسعه ی آسیا و آفریقا یافت شده اند که عمدتاً شامل پسماندهای کشاورزی، چوبی و حیوانی می باشند. البته در سالهای اخیر مصرف زیست توده در کشورهای توسعه یافته و اروپایی نیز گسترش یافته است (A.Demirbas.et.al.2008; S.P. Babu.1995). کشور سوئد سرمایه گذاری وسیعی در بخش زیست توده داشته است (New renewable energy resources.1994). بسیاری از کشورهای امریکای لاتین نظیر برزیل بیش از ۶۰ درصد از سوخت مورد نیاز خود را از منابع زیست توده تامین می کند. در ایالت میشیگان آمریکا، مواد زاید حاصل از برش درختان جنگلی، حدود یک درصد از انرژی برق این ایالت را تامین می کند . ( ۳۰۰ مگاوات ). بیوماس بالغ بر ۳۵ درصد مصرف انرژی کشورهای در حال توسعه را تشکیل می دهد و این سهم در کشورهای صنعتی تنها ۳ درصد است (International Energy Agency,IEA).

در شکل (۱-۱) هزینه سرمایه گذاری بخش انرژی با توجه به منابع آن نشان داده شده است (سایت سازمان انرژی های نو ایران (سانا)).



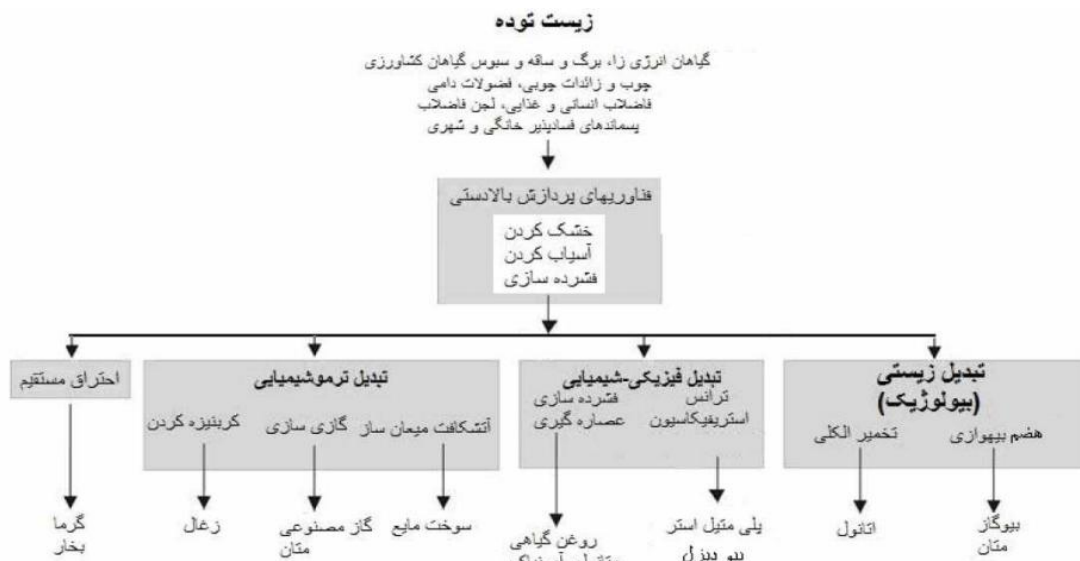
شکل ۱-۱: مقایسه هزینه سرمایه گذاری انواع منابع انرژی (سایت سازمان انرژی های نو ایران (سانا))

طبق گزارش سال ۱۹۹۰ سازمان FAO از مجموع سه میلیون و سیصد و سی و نه هزار هکتار جنگل های موجود در خاورمیانه، یک میلیون و ششصد و پنجاه و هشت هزار هکتار از آن به ایران تعلق دارد که از هر هکتار آن می توان ۸۰ متر مکعب مواد بیوماس تهیه نمود. یعنی در مجموع از کلیه جنگل های ایران، می توان سالانه ۱۳۳ میلیون متر مکعب و یا ۳۳۱ میلیون تن مواد بیوماس جمع آوری نمود. می توان انتظار داشت که با به کار بردن فناوری های کارآمد در ایران، سالیانه معادل ۲۴۸۷۰ مگاوات برق تولید نمود (ترازنامه انرژی کشور).



شکل ۱-۲: پتانسیل زیست توده در ایران (ترازنامه انرژی کشور)

منابع زیست توده به روش های گوناگونی می توانند در بخش انرژی مورد استفاده قرار بگیرند. یکی از این روش ها تبدیل مستقیم زیست توده به انرژی گرمایی است که از طریق سوزاندن یا احتراق مستقیم صورت می پذیرد. گروهی دیگر از روش ها در دسته فرایندهای گرما- شیمیایی (ترموشیمیایی) جای می گیرند. این فرایندها به کمک انرژی گرمایی، زیست توده را به فراورده های جدید و مواد انرژی زا تبدیل می کنند. برخی دیگر نیز در دسته فرایندهای فیزیکی- شیمیایی قرار می گیرند. یک گروه بزرگ دیگر از فرایندهای تبدیل زیست توده به انرژی، فرایندهای زیست نهاد (بیولوژیک)، نام دارند. عامل اصلی تبدیل زیست توده به انرژی در این فرایندها، موجودات زنده ذره بینی (میکروارگانیزم ها) هستند که مواد آلی موجود در زیست توده را به ترکیبات انرژی زا یا حامل های انرژی تبدیل می کنند (Ayhan Demirbas, 2010).



شکل ۱-۳: دورنمای کلی فناوری های تبدیل زیست توده (Ayhan Demirbas, 2010)

فرآیند گازی سازی<sup>۵</sup>، فرآیند تبدیل سوخت جامد به سوخت گازی با ارزش حرارتی بالا می باشد. این تکنولوژی شامل پیرولیز، اکسیداسیون جزئی و تولید هیدروژن<sup>۶</sup> است؛ که کارایی آن به میزان پیرولیز (حرارت دادن خوراک در غیاب اکسیژن)، بستگی دارد. امروزه اهمیت بخش پیرولیز کم‌رنگتر شده و قسمت مهم و قابل توجه فرآیند، اکسیداسیون جزئی است که ترکیبات جزئی گازی را تولید می کند. این ترکیبات گازی<sup>۷</sup>، شامل هیدروژن، مونوکسید کربن، دی اکسید کربن و متان و برخی ترکیبات جزئی دیگر است. گلو ترکیبی را می توان جهت تولید برق در نیروگاه، تولید حرارت، به عنوان ماده اولیه ترکیب های شیمیایی، به عنوان سوخت مایع و یا سوخت گازی نظیر هیدروژن به کار برد (C.Higman and M.Burgt.2008).

در سالهای اخیر گازی سازی پس مانده های نفتی سنگین به گاز سنتز (syngas) جهت تولید هیدروکربن های سبک تر ترویج یافته است. تعدادی از نیروگاههای گازی سازی به تولید مواد خام شیمیایی از زغال سنگ یا دیگر هیدروکربن ها اختصاص یافته اند (C.Higman and M.Burgt.2008).

به طور کلی تکنولوژی گازسازی، قرن‌هاست که جهت تولید سوخت و مواد شیمیایی به کار می رود و یکی از بهترین روش های بهره برداری از زیست توده با توجه به راندمان و زمان ماند می باشد. مزیت این تکنولوژی را به صورت زیر می توان برشمرد:

۱- ساخت و تولید مواد با ارزش تر جهت تولید برق، مواد اولیه کارخانه های شیمیایی و سوخت و سایر نقلیه

۲- قابلیت پالایش بخش گسترده از خوراک شامل: زغالسنگ، نفت سنگین، کک خام، پالایش پس مانده های سنگین، فاضلاب و آلودگی های هیدروکربنی و ضایعات زراعتی و کشاورزی

۳- قابلیت حذف آلودگی های ناشی از خوراک و تولید سوخت گازی پاک

۴- قابلیت تبدیل ضایعات و یا مواد کم ارزش به تولیدات با ارزش

۵- قابلیت کاهش و یا حذف آلودگی و ضایعات زیست محیطی بی ارزش، به کم ک این تکنولوژی مواد زاید و آلوده به سوخت و مواد اولیه بی خطر تبدیل می شود (H.Splithoff.2010).

از نقاط ضعف و مشکلات بهره برداری از تکنولوژی گازی سازی می توان به موارد زیر اشاره نمود:

۱- نیاز به خرد کردن و آماده سازی زیست توده و همچنین احتمال محدود شدن منبع زیست توده در طول زمان و نتیجتاً کاهش عمر بهره برداری

۲- نیاز به پالایش گاز تولیدی

۳- نیاز به تجهیزات فنی نسبتاً پیچیده

۴- لزوم بکارگیری نیروی انسانی متخصص (C.Higman and M.Burgt.2008)

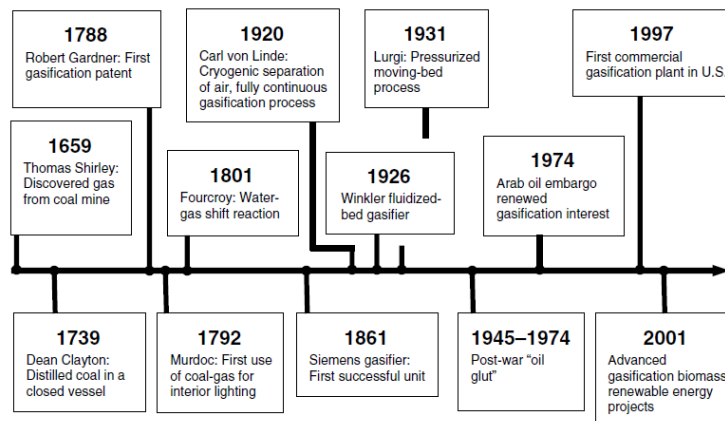
<sup>۵</sup> Gasification

<sup>۶</sup> Hydrogeneration

<sup>۷</sup> Syngas یا Synthesis

## ۲-۱ تاریخچه

اولین سوختی که توسط انسان جهت رفع نیازش به کاربرده شد چوب بود. امروزه نیز این سوخت توسط میلیون ها انسان در سراسر جهان جهت پخت غذا و گرمایش منازل به کاربرده می شود و همچنین به صورت زغال چوب در فرآیندهای صنعتی به کار می رود. اما کاهش منابع سوخت چوب باعث گردید تا استفاده از زغالسنگ به عنوان سوخت مرسوم گردد. تولید زغالسنگ از قرن ۱۸ رواج یافت که البته تنها کاربرد صنعتی داشت و در صنعت ذوب آهن به کار گرفته شد تا کک را جایگزین زغال چوب نماید. در پایان قرن هجدهم تولیدات گازی از زغالسنگ طی فرآیند پیرولیز در ظرفیت های بالا رواج یافت. تولیدات گازی در سال ۱۸۱۲ توسط شرکت گاز لندن (Tight and coke company) آغاز شد و پس از آن به صورت یک فرآیند مرسوم تجاری درآمد (C.Higman and M.Burgt.2008).



شکل ۱-۴: تاریخچه گازی سازی (C.Higman and M.Burgt.2008)

در سال ۱۷۹۸، William Mardoch از گاز شهری (Coal-gas) جهت روشنایی ساختمان اصلی Soho Foundry استفاده نمود و در سال ۱۸۰۲ او روشنایی ناشی از این گاز را در معرض نمایش عموم قرار داد که جمعیت محلی آن زمان را متحیر ساخت.

Friedrich Winzen نیز در آلمان در سال ۱۸۰۴ چراغهای گازی زغال سنگ را اختراع نمود. به طور کلی تا سال ۱۸۲۳ استفاده از گاز جهت روشنایی در تعداد زیادی از شهرهای انگلستان رواج یافت. در آن زمان قیمت چراغهای گازی ۷۵٪ کمتر از چراغهای نفتی و شمع بود و این امر موجب شتاب بیشتری به تحول و گسترش چراغهای گازی بخشید. در سال ۱۸۵۹ چراغهای گازی در سرتاسر انگلستان گسترش یافت. همچنین در سال ۱۸۱۶ این چراغها در امریکا نیز رایج شد (Prabir Basu,2010).

به طور کلی تاریخچه فرایند گازی سازی را می توان به چهار مرحله تقسیم نمود:

مرحله اول (۱۸۵۰-۱۹۴۰): در طی این دوره گاز تولیدی از زغال سنگ عمدتاً جهت تامین روشنایی منازل و خیابانها همچون گرمایش استفاده می شد. با اختراع لامپ های الکتریکی تقاضای لامپ های گازی رو به کاهش نهاد اما همچنان تقاضا جهت گرمایش با استفاده از گاز شهری ادامه داشت. با کشف گاز طبیعی نیاز به گازی سازی زغال سنگ یا زیست توده کاهش یافت. تمام تکنولوژی های گازی سازی تجاری بزرگ (گازی ساز بستر سیال Winkler در سال ۱۹۲۶، گازی ساز بستر متحرک تحت فشار Lurgi، در سال ۱۹۳۱ و گازی ساز entrained-flow (koppers-Totzek) در این دوره شروع به کار کردند (Prabir Basu, 2010).

مرحله دوم (۱۹۴۰-۱۹۷۵): در این دوره گازی سازی به عنوان گاز سنتز در سنتز شیمیایی نفت و دیگر فرایندهای شیمیایی به کار برده شد. طی جنگ جهانی دوم تولید گاز ترکیبی از گازی سازی زغال سنگ و زیست توده جهت مصرف در خودروها افزایش یافت و در طی چند سال هزاران گازی ساز جهت تامین سوخت خودروها ساخته شد. کشف و استخراج مقدار زیاد گاز طبیعی در سال ۱۹۵۰ مانع از پیشرفت گازی سازی زغال سنگ و زیست توده شد. اما تولید گاز ترکیبی از گاز طبیعی و بنزین<sup>۸</sup> طی فرایند ریفرمینگ<sup>۹</sup> افزایش پیدا کرد (Prabir Basu, 2010).

مرحله سوم (۱۹۷۵-۲۰۰۰): این مرحله پس از بحران نفتی سال ۱۹۷۳ شکل گرفت. در این سالها علاوه بر تولید گاز جهت گرمایش، گازی سازی به صورت یک فرایند مرسوم تجاری جهت تولید مواد خام شیمیایی رواج یافت. همچنین موجب تحولی شگرف در ساخت نیروگاههای IGCC<sup>۱۰</sup> شد (Prabir Basu, 2010).

مرحله چهارم (۲۰۰۰ به بعد): در این مرحله، تحولات بخش انرژی، افزایش قیمت سوخت، اثر گازهای گلخانه ای و افزایش دمای کره زمین سبب گردید تا گازی سازی جهت تبدیل زیست توده به سوخت گازی به عنوان یک فرایند همسو با حفاظت محیط زیست پا به عرصه جدیدی گذارد (Prabir Basu, 2010).

مهمترین سوخت گازی در اوایل انقلاب صنعتی گاز شهری بود که توسط دو فرآیند تولید می شد: ۱- فرآیند پیرولیز، فرآیند ناپیوسته تولید گاز از کک با ارزش حرارتی نسبتاً بالا ( $23000 - 20000 \frac{kg}{m^3}$ ) - ۲- فرآیند آب-گاز که در آن کک به ترکیبی از گازهای مونوکسید کربن و

(C.Higman and M.Burgt. 2008).

### ۳-۱ فرآیند گازی سازی

گازی سازی تبدیل خوراک جامد یا مایع به سوخت گازی مفید و مناسب یا مواد خام شیمیایی با ارزش حرارتی بالا است که می تواند جهت آزاد نمودن انرژی بسوزد و یا به عنوان ماده اولیه در صنعت شیمیایی مورد استفاده قرار گیرند.

<sup>۸</sup>Naphtha

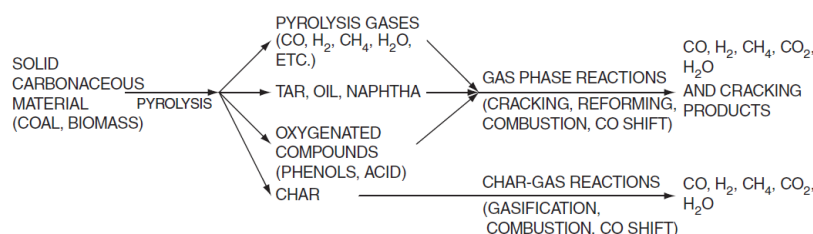
<sup>۹</sup>Steam reforming

<sup>۱۰</sup>integrated gasification combined cycle



گازی سازی و احتراق دو پروسه ترموشیمیایی نسبتاً نزدیک به هم می باشند که یک تفاوت مهم دارند: گازی سازی انرژی را در غالب پیوندهای شیمیایی گاز تولیدی نگه می دارد در حالیکه در احتراق پیوندهای شیمیایی شکسته می شوند تا انرژی آزاد گردد. در گازی سازی هیدروژن به محصول گازی اضافه و کربن آزاد می شود تا نسبت ( $H/C$ ) در گاز تولیدی افزایش یابد، در حالیکه در احتراق هیدروژن و کربن اکسید می شوند تا آب و دی اکسید کربن تولید شود. یک فرایند گازی سازی معمولی شامل مراحل زیر است (Prabir Basu, 2010):

- خشک کردن
- تجزیه حرارتی یا پیرولیز
- احتراق جزئی مقاداری گاز، بخار و Char
- گازی سازی محصولات تجزیه شده



شکل ۱-۵: فرآیند گازی سازی (C.Higman and M.Burgt.2008)

اگرچه این مراحل پشت سر هم رخ می دهند اما مرز دقیقی بین آنها وجود ندارد و معمولاً دارای همپوشی هستند. در یک فرآیند نمونه، ابتدا بیوماس در معرض گرما خشک شده و سپس وارد فاز تجزیه حرارتی یا پیرولیز می شود. محصولات پیرولیز (گاز، مایع یا جامد)، در کنار یکدیگر به واسطه گازی سازی واکنش داده و منجر به تولید محصولات گازی می شود. در اکثر گازی سازی های تجاری، انرژی مورد نیاز بخش خشک کردن، پیرولیز و واکنش های گرماگیر از طریق میزان مشخصی از فرآیندهای احتراق تامین می شود (C.Higman and M.Burgt.2008).

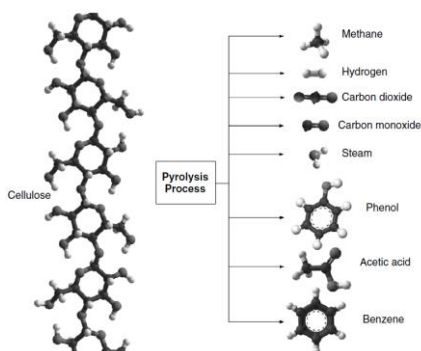
### ۱-۳-۱ پیش گرمایش و خشک شدن

به طور کلی هر کیلوگرم رطوبت موجود در بیوماس نیازمند ۲۲۶۰ کیلوژول انرژی در گازی سازی جهت تبخیر آب می باشد. میزان بالای رطوبت بیوماس در گازی سازی، مطلوب نمی باشد. بنابراین قبل از ورود خوراک به گازی سازی به میزان مشخصی پیش گرمایش صورت می گیرد. برای تولید گازی با ارزش حرارتی بالاتر، بیشتر سیستم های گازی سازی از بیوماس خشک با رطوبت بین ۱۰ تا ۲۰ درصد استفاده می کنند (C.Higman and M.Burgt.2008). خشک شدن نهایی بیوماس پس از ورود آن به واحد گازی سازی اتفاق می افتد؛ که انرژی آن از جریان های پایین دست در ناحیه داغ تامین می شود. این گرما موجب خشک شدن خوراک و جداسازی آب از آن در دمای ۱۰۰ درجه

سانتی گراد می گردد. با افزایش دما موادی که وزن مولکولی کمی دارند شروع به تبخیر شدن می کنند این فرآیند تا ۲۰۰ درجه سانتی گراد رخ می دهد (C.Higman and M.Burgt,2008).

#### ۴۴۱ پیرولیز

در ناحیه پیرولیز هیچ واسطه خارجی اضافه نمی شود. پیرولیز قبل از ناحیه گازی سازی رخ می دهد و باعث تجزیه حرارتی مولکولهای هیدروکربنی بزرگ بیوماس به مولکولهای گازی کوچکتر (به صورت تراکم پذیر یا تراکم ناپذیر) می شود. یکی از محصولات مهم این ناحیه tar، است که ناشی از تقطیر بخارهای تراکم پذیر تولیدی در فرآیند است (C.Higman and M.Burgt,2008).

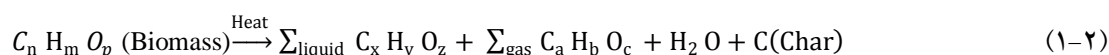


شکل ۱-۶: فرآیند تجزیه مولکولهای هیدروکربنی بزرگ به مولکولهای کوچکتر در طی پیرولیز (Prabir Basu,2010)

به طور کلی فرآیند پیرولیز، شامل حرارت دادن زیست توده یا هر خوراک دیگری در غیاب هوا یا اکسیژن با نرخ مشخص درجه حرارت، در زمان مشخص می باشد. محصولات پیرولیز به چندین پارامتر بستگی دارد که شامل دمای پیرولیز و نرخ حرارت است (Prabir Basu,2010).

محصول اولیه پیرولیز از گازهای تراکم پذیر و Char جامد تشکیل یافته است، گازهای تراکم پذیر می توانند بیشتر شکسته شده و به گازهای تراکم ناپذیر ( $CH_4, CO_2, H_2, CO$ )، مایع و Char تبدیل شوند. بخشی از این تجزیه ها در واکنش های همگون فاز گازی و بخشی در واکنش های ناهمگون فاز جامد-گاز صورت می گیرد (Prabir Basu,2010).

پروسه پیرولیز با یک واکنش عمومی مانند واکنش ذیل مشخص می گردد (Prabir Basu,2010):

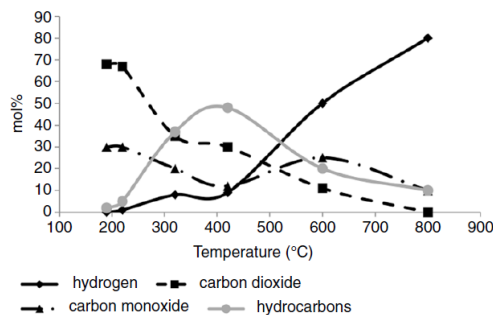


محصولات پیرولیز به طراحی پیرولیزر، مشخصات فیزیکی و شیمیایی زیست توده و پارامترهای عملیاتی مهم مانند:   
• نرخ حرارت دهی

- دمای نهایی (دمای پیرولیز)
- زمان ماند در محدوده منطقه واکنش

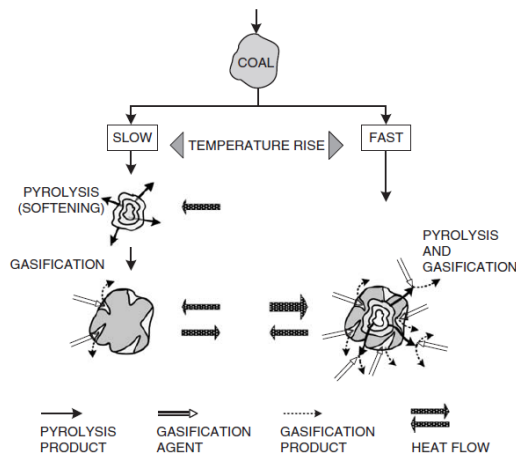
بستگی دارد. در کنار این موارد، تولید Tar و دیگر محصولات به فشار ترکیبات گازی محیط و حضور کاتالیزور معدنی بستگی دارد (Prabir Basu, 2010).

در طی پیرولیز، اجزای سوخت در یک نرخ مشخص از دمای محیط تا دمای حدی (دمای پیرولیز) حرارت داده می شوند و سوخت تا انتهای پروسه در آن ناحیه باقی می ماند. دمای پیرولیز هم م بر ترکیب اجزای تولید و ه م بر میزان تولید تاثیر می گذارد (Prabir Basu, 2010).



شکل ۷-۱: تاثیر دماهای مختلف پیرولیز بر روی تولید گازهای مختلف (Prabir Basu, 2010)

نرخ حرارت دهی ذرات زیست توده اثر مهمی بر روی ترکیب اجزاء و تولید محصولات پیرولیز دارد. نرخ حرارت دهی سریع تا دمای متوسط (۴۰۰ تا ۶۰۰ °C) باعث خروج مواد فرار و تولید مایعات سوختی می شود. در حالیکه نرخ حرارت دهی آهسته تا آن دما باعث گازی سازی و تولید Char بیشتری می شود (Prabir Basu, 2010).



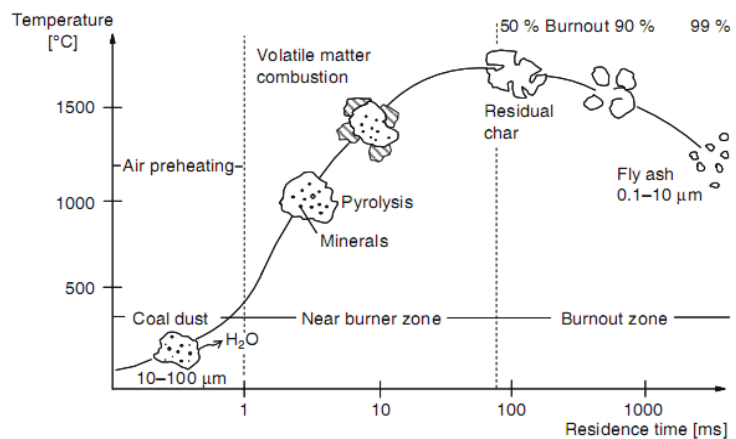
شکل ۸-۱: اثر نرخ حرارت دهی بر پیرولیز (C.Higman and M.Burgt. 2008)

اگر نرخ حرارت پایین باشد ابتدا تشکیل بخارهای تراکم ناپذیر به سرعت رخ می دهند و سپس فرآیند گازی سازی کامل می شود. در صورتی که اگر نرخ حرارت بالا باشد، فرآیند گازی سازی و پیرولیز با هم رخ می دهند (C.Higman and M.Burgt. 2008).

زمان ماند نیز اثر مهمی بر تولید دارد. در طی یک نرخ حرارت دهی کند و زمان ماند زیاد، خروج آهسته و تدریجی مواد فرار در راکتور اجازه می دهد تا واکنش های ثانویه بین اجزاء Char و مواد فرار رخ دهد که منجر به تولید Char ثانویه می شود (Prabir Basu, 2010).

جهت دست یافتن به محصولات دلخواه نتایج تجربی زیر را در راکتور باید در نظر گرفت:

- جهت افزایش محصول Char، نرخ حرارت دهی پایین،  $(2.0 - 0.01 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{s})$  و دمای نهایی پایین و زمان ماند زیاد، اعمال شود.
- جهت افزایش محصولات مایع، نرخ حرارت دهی بالا، دمای نهایی میانی  $(400 - 600 \text{ } ^\circ\text{C})$ ، زمان ماند کوتاه اعمال شود.
- جهت افزایش محصولات گازی، نرخ حرارت دهی پایین، دمای نهایی  $(700 - 900 \text{ } ^\circ\text{C})$  و زمان ماند بالا اعمال شود (Prabir Basu, 2010).



شکل ۹-۱: اثر زمان ماند بر پیرولیز (H.Spliethoff, 2010)

#### ۴ ۴ ۱ گازی سازی

مرحله گازی سازی بعد از پیرولیز شامل واکنش های شیمیایی بین هیدروکربنهای سوخت، بخار، دی اکسید کربن، اکسیژن و هیدروژن داخل راکتور می باشد. گازی سازی char یکی از مهمترین قسمت های فرایند است. Char تولیدی در پیرولیز که از زیست توده تولید شده لزوماً "کربن خالص نیست و حاوی مقدار مشخصی هیدروکربن و هیدروژن و اکسیژن است. Char زیست توده عموماً "متخلخل تر و واکنشی تر از کک می باشد. میزان تخلخل Char زیست توده در حدود ۴۰ تا ۵۰٪ است در حالیکه Char زغال سنگ دارای تخلخل حدود ۲ تا ۱۸٪ می باشد. سایز تخلخل های Char زیست توده بسیار بیشتر (۲۰ - ۳۰ micron) از Char زغال سنگ (۵ angstrom) می باشد (Prabir Basu, 2010).