



دانشکده‌ی مهندسی

پایان‌نامه کارشناسی ارشد

گروه آموزشی مهندسی شیمی

گرایش فراوری و انتقال گاز

عنوان:

# بهینه‌سازی واحد خشایی دو مرحله‌ای

اساتید راهنما و مشاور:

دکتر مهدی پورافشاری چنار

دکتر مرتضی صادقی

نگارش:

علیرضا منشی‌زاده

دی ماه ۱۳۸۹

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

"این پایان نامه با استفاده از حمایت و پشتیبانی مالی شرکت ملی گاز ایران انجام شده است."

## چکیده

باتوجه به روند صعودی مصرف گاز طبیعی و افزایش تقاضا برای مصرف، موضوع تصفیه و شیرین سازی گاز طبیعی از اهمیت بالایی برخوردار است. در حال حاضر از روش‌های مختلف برای شیرین سازی گاز طبیعی استفاده می‌شود که مهم‌ترین آنها روش سردسازی و روش جذبی به کمک حلال آمین می‌باشد.

در دهه‌های اخیر با توجه به ساخت انواع غشاهای تجاری، استفاده از روش غشایی برای شیرین سازی گاز طبیعی مورد توجه قرار گرفته است. برای استفاده از روش غشایی ابتدا باید غشاء مناسب را انتخاب و سپس شرایط بهینه برای آن را به دست آورد.

در پایان‌نامه حاضر شرایط بهینه برای غشاء تک‌مرحله‌ای و دو مرحله‌ای با شرایط خوراک دوگانه شامل  $\text{CO}_2$  و  $\text{CH}_4$  و خوراک سه‌گانه شامل  $\text{CO}_2$ ،  $\text{H}_2\text{S}$  و  $\text{CH}_4$  با استفاده از داده‌های تجربی دو غشاء PPO و PI مورد بررسی قرار گرفته است.

با توجه به نتایج حاصله از این پایان‌نامه شرایط بهینه برای واحد فرایندی تک‌مرحله‌ای غشایی با داشتن شرایط خوراک و محصول به دست می‌آید، ولی برای واحد فرایندی دو مرحله‌ای شرایط بهینه به پارامترهای متفاوتی وابسته می‌باشد که با تغییر در هر یک از آنها این شرایط تغییر خواهند کرد.

با توجه به آنالیز و بهینه سازی انجام شده در این پایان‌نامه درمی‌یابیم که تعیین نوع فرایند و غشاء برای رسیدن به نقطه بهینه به بسیاری از پارامترها وابسته می‌باشد و به تنهایی نمی‌توان یک شرایط بهینه بدست آورد بنابراین برای هر نوع شرایط باید کلیه عملیات بهینه‌سازی انجام شود. برای مثال برای گاز دو جزئی واحد تک‌مرحله‌ای هزینه‌های کمتری را نسبت به واحد دو مرحله‌ای نشان می‌دهد در صورتی که برای گاز سه جزئی عکس این قضیه صادق است، هرچند که به دلیل مشکلات زیست محیطی برای گاز دو جزئی نیز پیشنهاد می‌شود از فرایند دو مرحله‌ای استفاده شود.

در این پایان‌نامه سعی شده است که شرایط گاز و پارامترهای دخیل در فرایند متناسب با شرایط کشور عزیزمان ایران طراحی شود تا هرچه بهتر بتوان به صورت عملی از این نتایج در ارتقاء صنعت گاز کشور استفاده کرد.

فصل اول - مقدمه و کلیات.....	۱
۱-۱ گاز طبیعی چیست؟.....	۲
۲-۱ انواع مخازن گازی.....	۲
۳-۱ مشخصات و شرایط استاندارد گاز.....	۳
۴-۱ تعریف گاز ترش.....	۳
۵-۱ چالش‌های پیش روی فراورده‌های گازی.....	۴
۶-۱ ترکیبات گاز طبیعی.....	۶
۷-۱ تعریف غشاء.....	۹
۸-۱ استفاده از فرایندهای غشایی در صنعت.....	۱۱
۱-۸-۱ مزایای جداسازی گاز به کمک فرایندهای غشایی.....	۱۱
۲-۸-۱ معرفی غشاهای تجاری برای حذف CO <sub>2</sub> .....	۱۳
۹-۱ شرح عملکرد فرایند غشایی.....	۱۵
۱-۹-۱ معرفی مدول حلزونی و الیاف توخالی.....	۱۵
فصل دوم - معرفی غشاء مورد استفاده در واحد آزمایشگاهی (Setup).....	۱۸
۱-۲ داده‌های تجربی برای دو غشا PI و PPO.....	۱۹
۲-۲ شرایط آزمایش مربوط به داده‌های مورد مطالعه.....	۲۰
۳-۲ تئوری.....	۲۰
۴-۲ نمودارها و نتایج به دست آمده از آزمایشات.....	۲۱
۵-۲ جداسازی CO <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub> به کمک غشاء PI.....	۲۲
۶-۲ جداسازی CO <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub> به کمک غشاء PPO.....	۲۳
۷-۲ جداسازی گاز H <sub>2</sub> S از مخلوط H <sub>2</sub> S/CH <sub>4</sub> .....	۲۵
۸-۲ پیشنهاد استفاده از غشاء PI و PPO در صنعت.....	۲۸

۳۰	فصل سوم - شرح فرایند و تئوری
۳۱	۱-۳ مروری بر پژوهش‌های انجام گرفته در زمینه استفاده از و بهینه‌سازی فرایندهای غشایی
۳۲	۲-۳ تئوری محاسبات فرایندی
۳۵	۱-۲-۳ الگوریتم محاسبه $W_s$
۳۶	۲-۲-۳ محاسبه سطح غشاء مورد نیاز
۳۷	۳-۳ نمودارها
۴۱	۴-۳ الگوریتم محاسبات
۴۳	۵-۳ شرایط عملیاتی
۴۴	۶-۳ الگوریتم محاسبه هزینه تمام شده و پارامترهای آن
۴۴	۱-۶-۳ هزینه مدول غشایی
۴۴	۲-۶-۳ قیمت گاز طبیعی در سرچاه
۴۵	۱-۷-۳ فرایند Pre-treatment
۴۵	۲-۷-۳ فرایند Post-treatment
۴۶	۸-۳ پارامترهای هزینه‌ای در فرایند
۴۶	۱-۸-۳ هزینه کلی تجهیزات واحد فرایندی (TPI)
۴۷	۲-۸-۳ هزینه جاری سالیانه
۴۹	۳-۸-۳ هزینه سالیانه اتلاف متان از فاز تراوش یافته ( $CH_4LS$ )
۵۰	۴-۸-۳ هزینه کلی فرایند
۵۰	۵-۸-۳ سایر فرضیات
۵۲	فصل چهارم - نتایج و تحلیل
۵۳	۱-۴ فرایند تک مرحله‌ای
۵۳	۱-۱-۴ خوراک دوگانه شامل $CO_2$ و $CH_4$
۵۴	۱-۱-۴-۱ تاثیر افزایش و یا کاهش درصد $CO_2$ در خوراک
۵۵	۲-۱-۴-۱ تاثیر کاهش هزینه غشاء و تعویض آن
۵۵	۳-۱-۴-۱ تاثیر افزایش قیمت متان بر هزینه‌ها

- ۵۶..... ۲-۱-۴ خوراک سه گانه شامل  $\text{CO}_2$ ،  $\text{H}_2\text{S}$  و  $\text{CH}_4$
- ۵۷..... ۱-۲-۱-۴ تاثیر افزایش و کاهش ترکیب درصد اجزاء خوراک
- ۵۹..... ۲-۲-۱-۴ تاثیر کاهش هزینه غشاء و تعویض آن
- ۶۱..... ۳-۲-۱-۴ تاثیر افزایش در قیمت متان
- ۶۲..... ۲-۴ فرایند دو مرحله‌ای
- ۶۳..... ۱-۲-۴ خوراک ورودی، گاز دوجزئی شامل  $\text{CH}_4$  و  $\text{CO}_2$  باشد
- ۶۴..... ۱-۱-۲-۴ تاثیر ترکیب درصد اجزاء خوراک
- ۶۴..... ۱-۱-۲-۴ خوراک ورودی با ترکیب درصد  $\text{CO}_2$  ۰.۵٪ و  $\text{CH}_4$  ۹۵٪
- ۶۷..... ۲-۱-۲-۴ خوراک ورودی با ترکیب درصد  $\text{CO}_2$  ۰.۷٪ و  $\text{CH}_4$  ۹۳٪
- ۶۹..... ۳-۱-۲-۴ خوراک ورودی با ترکیب درصد  $\text{CH}_4$  ۱۰٪ و  $\text{CO}_2$  ۹۰٪
- ۷۱..... ۲-۱-۲-۴ تاثیر پارامتر قیمت متان در هزینه جداسازی غشایی
- ۷۲..... ۱-۲-۱-۲-۴ قیمت متان برابر  $\$2/\text{MMBTU}$
- ۷۳..... ۲-۲-۱-۲-۴ قیمت متان برابر  $\$7/\text{MMBTU}$
- ۷۴..... ۳-۱-۲-۴ تاثیر پارامتر قیمت غشاء بر هزینه جداسازی
- ۷۵..... ۱-۳-۱-۲-۴ تاثیر دو برابر کردن قیمت و هزینه تعویض غشاء
- ۷۶..... ۲-۳-۱-۲-۴ تاثیر کاهش (نصف کردن) قیمت و هزینه تعویض غشاء
- ۷۷..... ۴-۱-۲-۴ تاثیر پارامتر هزینه انرژی (utility cost)
- ۷۷..... ۱-۴-۱-۲-۴ هزینه انرژی برابر  $\$/14/\text{kWh}$
- ۷۸..... ۲-۴-۱-۲-۴ هزینه انرژی برابر  $\$/0.35/\text{kWh}$
- ۷۹..... ۵-۱-۲-۴ هزینه ثابت کمپرسور
- ۸۱..... ۲-۲-۴ خوراک ورودی گاز سه جزئی شامل  $\text{H}_2\text{S}$ ،  $\text{CH}_4$  و  $\text{CO}_2$  باشد
- ۸۳..... ۱-۲-۲-۴ تاثیر ترکیب درصد اجزاء خوراک
- ۸۵..... ۲-۲-۲-۴ تاثیر پارامتر قیمت متان بر هزینه جداسازی
- ۸۶..... ۱-۲-۲-۲-۴ قیمت متان برابر  $\$/8/\text{MMBTU}$
- ۸۸..... ۳-۲-۲-۴ تاثیر پارامتر قیمت غشاء بر هزینه جداسازی
- ۸۸..... ۱-۳-۲-۲-۴ تاثیر کاهش قیمت و هزینه تعویض غشاء



۹۱.....	۴-۲-۲-۴ افزایش هزینه غشاء و تعویض آن
۹۱.....	۴-۲-۲-۵ تاثیر پارامتر هزینه انرژی (utility cost)
۹۳.....	۴-۳ مقایسه واحد فرایندی تک مرحله‌ای و دو مرحله‌ای
۹۳.....	۴-۴ نتیجه‌گیری و پیشنهادات
۹۷.....	منابع و مراجع
۹۹.....	پیوست ۱
۱۰۴.....	پیوست ۲
۱۰۸.....	پیوست ۳
۱۱۴.....	پیوست ۴

### فهرست شکل‌ها

	شکل ۱-۲ نمودار تراوش‌پذیری بر حسب فشار خوراک برای غشاء PI
	شکل ۲-۲ نمودار تراوش‌پذیری بر حسب فشار خوراک برای غشاء PPO
	شکل ۳-۲ نمودار تراوش‌پذیری نسبت به SC برای غشاء PI
	شکل ۴-۲ نمودار انتخاب‌پذیری غشاء PI نسبت به دو گاز CO <sub>2</sub> و CH <sub>4</sub>
	شکل ۵-۲ نمودار تراوش‌پذیری نسبت به SC برای غشاء PPO
	شکل ۶-۲ نمودار انتخاب‌پذیری غشاء PI نسبت به دو گاز CO <sub>2</sub> و CH <sub>4</sub>
	شکل ۷-۲ نمودار تراوش‌پذیری CH <sub>4</sub> نسبت به درصد غلظت H <sub>2</sub> S در خوراک برای غشاء PPO
	شکل ۸-۲ نمودار تراوش‌پذیری CH <sub>4</sub> نسبت به درصد غلظت H <sub>2</sub> S در خوراک برای غشاء PI
	شکل ۹-۲ نمودار تراوش‌پذیری H <sub>2</sub> S نسبت به فشار خوراک ورودی برای غشاء PI
	شکل ۱۰-۲ نمودار تراوش‌پذیری H <sub>2</sub> S نسبت به فشار خوراک ورودی برای غشاء PPO
	شکل ۱۱-۲ نمودار انتخاب‌پذیری H <sub>2</sub> S/CH <sub>4</sub> برای غشاء PI
	شکل ۱۲-۲ نمودار انتخاب‌پذیری H <sub>2</sub> S/CH <sub>4</sub> برای غشاء PPO
	شکل ۱-۳ دیاگرام کلی واحد دو مرحله‌ای مورد مطالعه
	شکل ۲-۳ مقادیر درصد حجمی CO <sub>2</sub> در فاز تراوش‌یافته بر حسب SC
	شکل ۳-۳ مقادیر درصد حجمی CO <sub>2</sub> در فاز باقیمانده بر حسب SC
	شکل ۴-۳ مقدار سطح مورد نیاز برای دو غشاء PPO و PI بر حسب SC بر مبنای (STP)/s 100 cm <sup>3</sup> از خوراک

شکل ۳-۵ درصد حجمی گاز CO<sub>2</sub> در فاز باقیمانده بر حسب SC

شکل ۴-۱ مقایسه دو غشاء PI و PPO برای واحد تک مرحله‌ای

شکل ۴-۲ تاثیر افزایش و یا کاهش درصد CO<sub>2</sub> در خوراک

شکل ۴-۳ تاثیر کاهش هزینه غشاء و تعویض آن

شکل ۴-۴ تاثیر افزایش قیمت متان بر هزینه‌ها

شکل ۴-۵ مقایسه هزینه فرایندی واحد تک مرحله‌ای با دو غشاء PI و PPO با مجموع درصد مولی H<sub>2</sub>S برابر ۰/۰۴٪ مولی

در خوراک

شکل ۴-۶ مقایسه هزینه فرایندی واحد تک مرحله‌ای با دو غشاء PI و PPO با مجموع درصد مولی H<sub>2</sub>S برابر ۰/۰۲٪ مولی

در خوراک

شکل ۴-۷ مقایسه هزینه فرایندی واحد تک مرحله‌ای با دو غشاء PI و PPO با مجموع درصد مولی H<sub>2</sub>S برابر ۰/۰۱٪ مولی

در خوراک

شکل ۴-۸ تاثیر افزایش هزینه غشاء به  $215/28/m^2$  \$ و تعویض آن به  $107/64/m^2$  \$ برای خوراک با ترکیب ۴۰۰ ppm برای

H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۹ تاثیر افزایش هزینه غشاء به  $215/28/m^2$  \$ و تعویض آن به  $107/64/m^2$  \$ برای خوراک با ترکیب ۲۰۰ ppm برای

H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۱۰ تاثیر افزایش هزینه غشاء به  $215/28/m^2$  \$ و تعویض آن به  $107/64/m^2$  \$ برای خوراک با ترکیب ۱۰۰ ppm برای

H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۱۱ تاثیر کاهش در قیمت متان برابر  $2/MMBTU$  \$ برای خوراک با ترکیب ۴۰۰ ppm برای H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۱۲ تاثیر کاهش در قیمت متان برابر  $2/MMBTU$  \$ برای خوراک با ترکیب ۲۰۰ ppm برای H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۱۳ تاثیر کاهش در قیمت متان برابر  $2/MMBTU$  \$ برای خوراک با ترکیب ۱۰۰ ppm برای H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۱۴ خوراک با ترکیب درصد ۵٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۵٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۱۵ میزان اتلاف متان برای خوراک با ترکیب درصد ۵٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۵٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۱۶ میزان کار مورد نیاز برای کمپرسور برای خوراک با ترکیب درصد ۵٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۵٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۱۷ میزان سطح مورد نیاز برای خوراک با ترکیب درصد ۵٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۵٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۱۸ نمودار میله‌ای مینیمم هزینه‌ها برای خوراک با ترکیب درصد ۵٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۵٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۱۹ خوراک با ترکیب درصد ۷٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۳٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۲۰ میزان اتلاف متان برای خوراک با ترکیب درصد ۷٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۳٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۲۱ میزان کار مورد نیاز برای کمپرسور برای خوراک با ترکیب درصد ۷٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۳٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۲۲ میزان سطح مورد نیاز برای خوراک با ترکیب درصد ۷٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۳٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۲۳ نمودار میله‌ای مینیمم هزینه‌ها برای خوراک با ترکیب درصد ۷٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۳٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۲۴ خوراک با ترکیب درصد ۱۰٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۰٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۲۵ میزان سطح مورد نیاز برای خوراک با ترکیب درصد ۱۰٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۰٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۲۶ میزان کار موردنیاز برای کمپرسور برای خوراک با ترکیب درصد ۱۰٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۰٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۲۷ میزان اتلاف متان برای خوراک با ترکیب درصد ۱۰٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۰٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۲۸ نمودار میله‌ای مینیمم هزینه‌ها برای خوراک با ترکیب درصد ۱۰٪ از CO<sub>2</sub> و ۹۰٪ از CH<sub>4</sub>

شکل ۴-۲۹ هزینه فرایندی با در نظرگرفتن قیمت متان برابر \$۲/MMBTU

شکل ۴-۳۰ مینیمم هزینه فرایندی با در نظرگرفتن قیمت متان برابر \$۲/MMBTU

شکل ۴-۳۱ هزینه فرایندی با در نظرگرفتن قیمت متان برابر \$۶/MMBTU

شکل ۴-۳۲ مینیمم هزینه فرایندی با در نظرگرفتن قیمت متان برابر \$۶/MMBTU

شکل ۴-۳۳ تأثیر دو برابر کردن قیمت به  $215/28 /m^2$  و هزینه تعویض غشاء به  $107/64 /m^2$

شکل ۴-۳۴ نمودار میله‌ای مینیمم هزینه‌ها با دو برابر کردن قیمت به  $215/28 /m^2$  و هزینه تعویض غشاء به  $107/64 /m^2$

شکل ۴-۳۵ تأثیر کاهش (نصف کردن) قیمت به  $53/82 /m^2$  و هزینه تعویض غشاء به  $26/91 /m^2$

شکل ۴-۳۶ نمودار میله‌ای تأثیر کاهش (نصف کردن) قیمت به  $53/82 /m^2$  و هزینه تعویض غشاء به  $26/91 /m^2$

شکل ۴-۳۷ نمودار هزینه‌های فرآیندی با احتساب دو برابر کردن هزینه انرژی برابر  $0/14 /kWh$

شکل ۴-۳۸ نمودار میله‌ای هزینه‌های فرآیندی با احتساب دو برابر کردن هزینه انرژی برابر  $0/14 /kWh$

شکل ۴-۳۹ نمودار هزینه‌های فرآیند با در نظر گرفتن هزینه انرژی برابر  $0/35 /kWh$

شکل ۴-۴۰ نمودار میله‌ای هزینه‌های فرآیند با در نظر گرفتن هزینه انرژی برابر  $0/35 /kWh$

شکل ۴-۴۱ نمودار هزینه فرایند با تغییر رابطه هزینه ثابت کمپرسور

شکل ۴-۴۲ نمودار میله‌ای هزینه فرایند با تغییر رابطه هزینه ثابت کمپرسور

شکل ۴-۴۳ مقایسه هزینه فرایندی واحد دومرحله‌ای با دو غشاء PI و PPO با درصد مولی H<sub>2</sub>S برابر ۰/۰۴٪ مولی در خوراک

شکل ۴-۴۴ نمودار میله‌ای هزینه فرایندی واحد دومرحله‌ای با دو غشاء PI و PPO با درصد مولی H<sub>2</sub>S برابر ۰/۰۴٪ مولی در خوراک

شکل ۴-۴۵ مقایسه هزینه فرایندی واحد دومرحله‌ای با دو غشاء PI و PPO با درصد مولی H<sub>2</sub>S برابر ۰/۰۲٪ مولی در خوراک

شکل ۴-۶۶ نمودار میله‌ای هزینه فرایندی واحد دومرحله‌ای با دو غشاء PI و PPO با درصد مولی H<sub>2</sub>S برابر ۰/۰۲٪. مولی در خوراک

شکل ۴-۶۷ مقایسه هزینه فرایندی واحد دومرحله‌ای با دو غشاء PI و PPO با درصد مولی H<sub>2</sub>S برابر ۰/۰۱٪. مولی در خوراک

شکل ۴-۶۸ نمودار میله‌ای هزینه فرایندی واحد دومرحله‌ای با دو غشاء PI و PPO با درصد مولی H<sub>2</sub>S برابر ۰/۰۱٪. مولی در خوراک

شکل ۴-۶۹ نمودار هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت متان برابر \$/MMBTU برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۴ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۵۰ نمودار میله‌ای هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت متان برابر \$/MMBTU برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۴ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۵۱ نمودار هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت متان برابر \$/MMBTU برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۲ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۵۲ نمودار میله‌ای هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت متان برابر \$/MMBTU برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۲ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۵۳ نمودار هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت متان برابر \$/MMBTU برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۱ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۵۴ نمودار میله‌ای هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت متان برابر \$/MMBTU برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۱ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۵۵ نمودار هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت غشاء برابر \$۵۳/۸۳/m<sup>2</sup> برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۴ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۵۶ نمودار میله‌ای هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت غشاء برابر \$۵۳/۸۳/m<sup>2</sup> برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۴ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۵۷ نمودار هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت غشاء برابر \$۵۳/۸۳/m<sup>2</sup> برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۲ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۵۸ نمودار میله‌ای هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت غشاء برابر \$۵۳/۸۳/m<sup>2</sup> برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۲ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۵۹ نمودار هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت غشاء برابر \$۵۳/۸۳/m<sup>2</sup> برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۱ مولی H<sub>2</sub>S در خوراک

شکل ۴-۶۰ نمودار میله‌ای هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت غشاء برابر  $\$53/83/m^2$  برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۱ مولی  $H_2S$  در خوراک

شکل ۴-۶۱ نمودار هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت Utility برابر  $\$0/14/kWh$  برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۴ برای  $H_2S$

شکل ۴-۶۲ نمودار میله‌ای هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت Utility برابر  $\$0/14/kWh$  برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۴ برای  $H_2S$

شکل ۴-۶۳ نمودار هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت Utility برابر  $\$0/14/kWh$  برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۲ برای  $H_2S$

شکل ۴-۶۴ نمودار میله ای مینیمم هزینه‌های فرایند با در نظر گرفتن قیمت Utility برابر  $\$0/14/kWh$  برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۲ برای  $H_2S$

شکل ۴-۶۵ نمودار هزینه فرایند با در نظر گرفتن قیمت Utility برابر  $\$0/14/kWh$  برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۱ برای  $H_2S$

شکل ۴-۶۶ نمودار میله ای مینیمم هزینه‌های فرایند با در نظر گرفتن قیمت Utility برابر  $\$0/14/kWh$  برای خوراک با ترکیب درصد ۰/۰۱ برای  $H_2S$

### فهرست جداول

جدول ۱-۱ کاربردهای مختلف دو ماده استات سلولز و پلی‌ایمید

جدول ۱-۲ اطلاعات جریان‌های گاز تراوش یافته و باقیمانده برای درصد  $CO_2$  مختلف با غشاء PI

جدول ۲-۲ اطلاعات جریان‌های گاز تراوش یافته و باقیمانده برای درصد  $CO_2$  مختلف با غشاء PPO

جدول ۱-۳ ظرفیت گرمایی گازها در رابطه گاز ایده‌آل

جدول ۲-۳ اطلاعات مربوط به سطح غشاهای PI , PPO

جدول ۳-۴ چکیده الگوریتم محاسبات اقتصادی

جدول ۱-۴ شرایط خوراک و محصول برای واحد تک مرحله‌ای برای خوراک دو جزئی شامل  $CO_2$  و  $CH_4$

جدول ۲-۴ شرایط خوراک و محصول برای گاز سه جزئی

# فصل اول

## مقدمه و کلیات

## ۱-۱ گاز طبیعی چیست؟

گاز طبیعی گازی است که از منابع و مخازن زیرزمینی به دست می‌آید که شامل گاز آزاد (Free Gas) و یا گاز همراه با برش نفتی می‌باشد. معمولاً قسمت اعظم گاز را متان به همراه مقادیر کمتری از دیگر هیدروکربن‌ها تشکیل می‌دهند. همچنین به طور معمول ناخالصی‌هایی نظیر  $N_2$ ،  $CO_2$ ،  $H_2S$  و بخار آب اشباع به همراه گاز وجود دارند.

بخش اعظم گاز طبیعی برای بازارهای فروش مصرف می‌شود که این گاز به وسیله‌ی خطوط انتقال گاز به مراکز مختلف صنعتی، تجاری و خانگی هدایت می‌شوند. اجرای فرایندهای فرآوری گاز به منظور تأمین تقاضا و برای کاربردهای خاصی که توسط شرکت‌های انتقال گاز تعیین می‌شوند انجام می‌پذیرد.

## ۱-۲ انواع مخازن گازی

تاکنون انواع مختلف مخازن گازی شناسایی شده‌اند، مخازن گازی، از یک طرف شامل مخازنی هستند که گاز همراه (گاز همراه با نفت) تولید می‌کنند و از طرف دیگر مخازنی هستند که گاز خشک تولید می‌کنند. در میان این دو نوع مخزن، می‌توان مخازن دیگری را شناسایی کرد که در آنها هیدروکربن‌های مختلف با درصد اجزاء متفاوت وجود دارند.

در زیر به برخی از فاکتورهایی که باعث تمایز بین گازها می‌شوند، اشاره می‌کنیم:

- مقدار اجزاء سنگین موجود در گاز

- درصد گازهای اسیدی موجود در گاز

- وجود گازهای خنثی

انتخاب گاز و فرایند مورد استفاده برای تصفیه آن با توجه به کاربرد گاز تعیین می‌شود. برای مثال گاز طبیعی که در صنعت مورد استفاده قرار می‌گیرد، دارای ترکیبات متفاوتی نسبت به گازی است که باید برای ارتقاء فشار مخازن نفتی به این مخازن تزریق شود.

### ۳-۱ مشخصات و شرایط استاندارد گاز

گاز طبیعی برای فروش و مصرف، نیاز به داشتن مشخصات استاندارد می‌باشد که اغلب این حدود توسط مصرف‌کننده (خریدار) تعیین می‌شود و شامل موارد ذیل می‌باشد:

- درصد گازهای اسیدی و سولفور

- درصد اکسیژن و CO<sub>2</sub>

- مقدار بخار آب و میعانات هیدروکربنی

- حداقل ارزش حرارتی گاز

شرایط استاندارد برای گازهایی که در صنعت به کار می‌روند از لحاظ فشار و دما به قرار زیر می‌باشد:

۱-براساس گزارش Universal Scientific: T= 32<sup>0</sup>F و P= 760 mmHg

۲-براساس گزارش Natural Gas Industry: T=60<sup>0</sup>F و P=14.7 pisa

### ۴-۱ تعریف گاز ترش

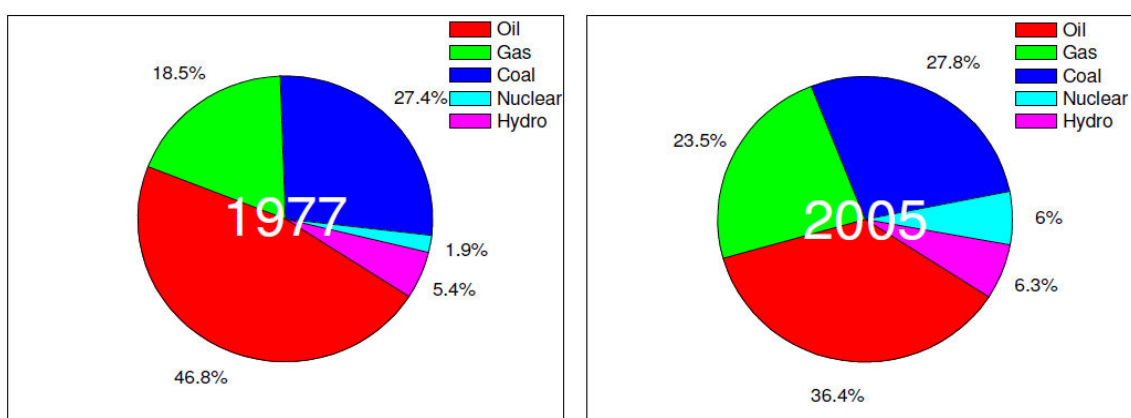
گاز طبیعی معمولاً شامل ناخالصی‌هایی مانند CO<sub>2</sub>، H<sub>2</sub>S، بخار آب (H<sub>2</sub>O) و هیدروکربن‌های سنگین مانند انواع مرکاپتان می‌باشد. گازی که دارای H<sub>2</sub>S و دیگر ترکیبات گوگردی مانند CS<sub>2</sub>، COS و مرکاپتان‌ها باشد را "گاز ترش" می‌نامند. همچنین گازی را که تنها شامل CO<sub>2</sub> باشد را گاز شیرین می‌نامند.

معمولاً جدا کردن CO<sub>2</sub> و H<sub>2</sub>S به منظور جلوگیری از پدیده‌ی خوردگی و همچنین بالا بردن ارزش حرارتی گاز می‌باشد.



## های گازی های پیش روی فرآورده ۱-۵ چالش

اهمیت گاز طبیعی در تامین انرژی جهان روز به روز در حال افزایش می باشد. این اهمیت به علت فراوانی گاز طبیعی و همچنین کمتر بودن اثرات مخرب آن نسبت به نفت بر محیط زیست می باشد که باعث شده است در دهه های اخیر این ماده در مقایسه با نفت خام ارزش بیشتری پیدا کند. شکل ۱-۱ نشان دهنده تفاوت بین مصرف انرژی های مختلف و استفاده از آنها در سال های ۱۹۷۷ و ۲۰۰۵ می باشد.



شکل ۱-۱ مقایسه ای بین مصرف انرژی های مختلف و استفاده از آنها از سال ۱۹۷۷ تا ۲۰۰۵

همانطور که در شکل ۱-۱ مشاهده می شود، به علت کاهش مخازن نفتی تمایل به مصرف گاز طبیعی افزایش یافته است. در سال ۱۹۷۷ از نفت خام به عنوان انرژی، سوخت و همچنین خوراک برای واحد های نفتی برای تولید موادی مانند: انواع پلاستیک ها، حلال ها و غیره استفاده می شده است. در دهه های اخیر گاز طبیعی به طور کم در تامین انرژی های تبدیلی و تولید گرما استفاده می شده و در طی سال های اخیر به علت افزایش تقاضا برای انرژی و همچنین گرمایش مصرف گاز به بیش از دو برابر افزایش یافته است.

افزایش مصرف گاز را می توان به علت تولید گاز به صورت مایع (که این روش انتقال گاز یکی از بهترین روش های موجود برای انتقال این فرآورده می باشد) و انتقال راحت آن نیز تفسیر نمود.

استفاده از LNG<sup>۱</sup> به عنوان یک گزینه برای انتقال گاز طبیعی نیاز به استفاده از خطوط لوله طولانی و شبکه‌های لوله‌ای را در جهان کاهش و دسترسی به گاز را تسریع بخشیده است. در آینده، گوناگونی بازار برای گاز طبیعی مانند پروژه‌های تولید<sup>۲</sup> (GTL) و فرایند فیشر- تراوس، متانول و دی‌متیل‌اتر (DME) نقش مهمی را در مصرف، قیمت و ارزش این ماده بازی خواهند کرد. این گوناگونی در بازار گاز و تجهیزات LNG و انتقال آسان‌تر آن به طور زنجیره‌ای باعث افزایش اهمیت گاز طبیعی در آینده خواهد شد.

در صنعت گاز (همانند صنعت نفت) ذخیره و سرعت تولید نقش مهمی را بازی می‌کنند. براساس تخمینی که در ژانویه سال ۲۰۰۶ با توجه به میزان تولید در همان سال زده شده است، کل مخازن جهان در حدود ۶۵ سال گاز خواهند داشت.

همچنین در جهان مخازنی وجود دارند که بهره‌برداری از آنها مقدور نمی‌باشد و یا هزینه‌های هنگفتی را به دنبال خواهند داشت. این موضوع می‌تواند مربوط به فاکتورهای محل مخزن مانند دوری از خطوط لوله انتقال و یا هزینه‌بر بودن تجهیزات باشد. همچنین بر طبق برآورد سال ۲۰۰۷ و محاسبه این مخازن و همچنین مخازن در حال برداشت، در جهان تا حدود ۱۲۰ سال دیگر گاز وجود خواهد داشت [۱].

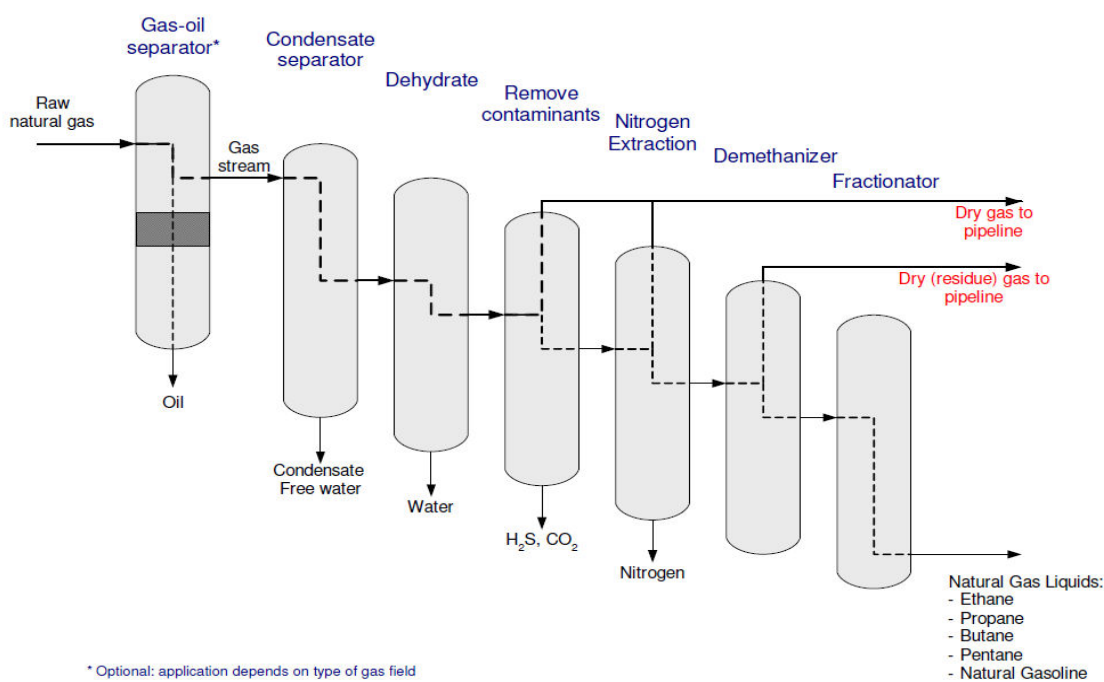
با ادامه روند رشد اقتصادی در جهان، نیاز و مصرف انرژی در جهان تا حدود ۵۰٪ در طول ۲۵ سال (EIA2005) افزایش خواهد داشت. با افزایش همزمان در قیمت نفت و گاز استفاده از مخازنی که پیش‌تر اشاره گردید و استخراج از آنها به صرفه نبودند، بسیار مورد توجه قرار خواهند گرفت. از سوی دیگر بخش عظیمی از گاز طبیعی در نقاطی مانند آب‌های عمیق اقیانوسی و در نزدیکی قطب شمال می‌باشند که به علت امکان تولید آلودگی بسیار شدید ناشی از استخراج گاز، استخراج در این مناطق امکان‌پذیر نمی‌باشد.

## ۶-۱ ترکیبات گاز طبیعی

---

<sup>۱</sup> Liquid Natural Gas  
<sup>۲</sup> Gas To Liquid

گاز طبیعی شامل مخلوطی از گاز، میعانات و نفت می‌باشد که این مواد مخلوط پیچیده‌ای از هیدروکربن‌ها را تولید می‌کنند. بیشترین هیدروکربن موجود در گاز طبیعی از نوع پارافین و آروماتیک و همچنین مقدار کمی اولفین و مواد نفتنیک می‌باشند. همچنین گاز طبیعی خام شامل مواد غیرکربنی مانند آب، سولفید هیدروژن، دی‌اکسید کربن، هلیوم، نیتروژن، مرکاپتان‌ها و دیگر ترکیبات می‌باشد. بنابراین قبل از انتقال گاز طبیعی به مصرف‌کننده و استفاده از آن این گاز باید از ترکیبات زائد خالص سازی شده و گاز به یک استاندارد معین برای انتقال در خطوط لوله و استفاده مصرف‌کننده برسد. خالص‌سازی گاز را می‌توان در سر چاه استخراج، و همچنین در پالایشگاه انجام داد. روند خالص سازی گاز طبیعی با درصد دی‌اکسید کربن کمتر از ۲۰٪ به طور شماتیک در شکل ۱-۲ نشان داده شده است.



اکسید کربن کمتر از ۲۰٪ سازی گاز طبیعی با درصد دی‌شکل ۱-۲ روند خالص

در مرحله اول جداسازی، گاز و نفت در سر چاه استخراج از هم جدا می‌شوند و سپس با سردسازی گاز طبیعی، آب از آن جدا می‌شود که در صنایع گاز به این مرحله آبدائی گفته می‌شود. در مرحله بعد، آلاینده‌های اصلی از قبیل  $H_2S$ ،  $CO_2$ ، نیتروژن و ... از محصول اصلی که همان متان است جدا

می‌گردند. در مرحله آخر مواد سنگین‌تر (NGL) که شامل موادی مانند اتان، پروپان، بوتان و... می‌باشند و ارزش حرارتی بسیار بالایی دارند به عنوان محصولات جانبی از محصول اصلی جدا شده و به عنوان خوراک در صنایع دیگر مانند پتروشیمی مورد استفاده قرار می‌گیرند. به دلایل زیر شیرین‌سازی گاز طبیعی یکی از مهم‌ترین مراحل در فرایند فراوری گاز می‌باشد:

## (۱) خطرات سلامتی

در غلظت ppm ۰/۱۳ گاز  $H_2S$  به وسیله‌ی بو کردن قابل شناسایی است. در ppm ۴/۶ بوی قابل توجهی دارد و با افزایش غلظت به بیش از ppm ۲۰۰ بوییدن آن همراه با خستگی می‌باشد و در غلظت ppm ۵۰۰ مشکلات تنفسی پدیدار می‌شود و خطر مرگ در یک دقیقه وجود دارد. در غلظت های حدود ppm ۱۰۰۰ مرگ آنی اتفاق می‌افتد.

## (۲) مشکلات خوردگی

اگر فشار جزئی  $CO_2$  به بیش از ۱۵ psi برسد باید از مواد خاصی برای انتقال گاز استفاده کرد و همچنین وجود  $H_2S$  در گاز و تنش ناشی از تولید سولفید آهن باعث از بین رفتن تدریجی تجهیزات گازی می‌شود.

فناوری که به طور وسیع برای جداسازی دی‌اکسیدکربن و سولفید هیدروژن از گاز طبیعی در جهان مورد استفاده قرار می‌گیرد، جداسازی به کمک جذب با آمین‌ها می‌باشد که از این روش برای مواقعی که درصد  $CO_2$  در گاز طبیعی کم باشد استفاده می‌شود.

در روش جداسازی به کمک جذب از حلال‌های شیمیایی (مانند آمین) و یا حلال‌های فیزیکی مانند Rectisol و Selexol و یا ترکیبی از دو نوع حلال مانند Sulfinol-M استفاده می‌کنند. در فرایندهای معمول جداسازی  $CO_2$  به کمک جذب، جداسازی  $CO_2$  تا حدود ۱۰٪ اقتصادی می‌باشد. همچنین با افزایش غلظت این گاز تا حدود ۲۰٪ نیز بهترین و اقتصادی‌ترین روش، جداسازی به کمک جذب بیان شده است [۲].