جایگزینی واحد تقطیرنفت‌خام با فرآیندهای چیدمانی جدید در پالایشگاه‌های ایران

امیرحسین خلیلی گرکانی[1*]، نوراله کثیری[2]، جواد ایوک‌پور[3]، افشین مهدوی[4]

[1] گروه پژوهشی شیمی و فرآیند، پژوهشگاه نیرو، تهران، ایران

[2] آزمایشگاه تحقیقاتی مهندسی فرآیند به کمک کامپیوتر(CAPE)، دانشکده مهندسی شیمی، نفت و گاز، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران

[3] پژوهشگاه صنعت نفت ایران، تهران، ایران

[4] شرکت پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران، تهران، ایران

دریافت: 95/4/9 پذیرش: 96/9/22

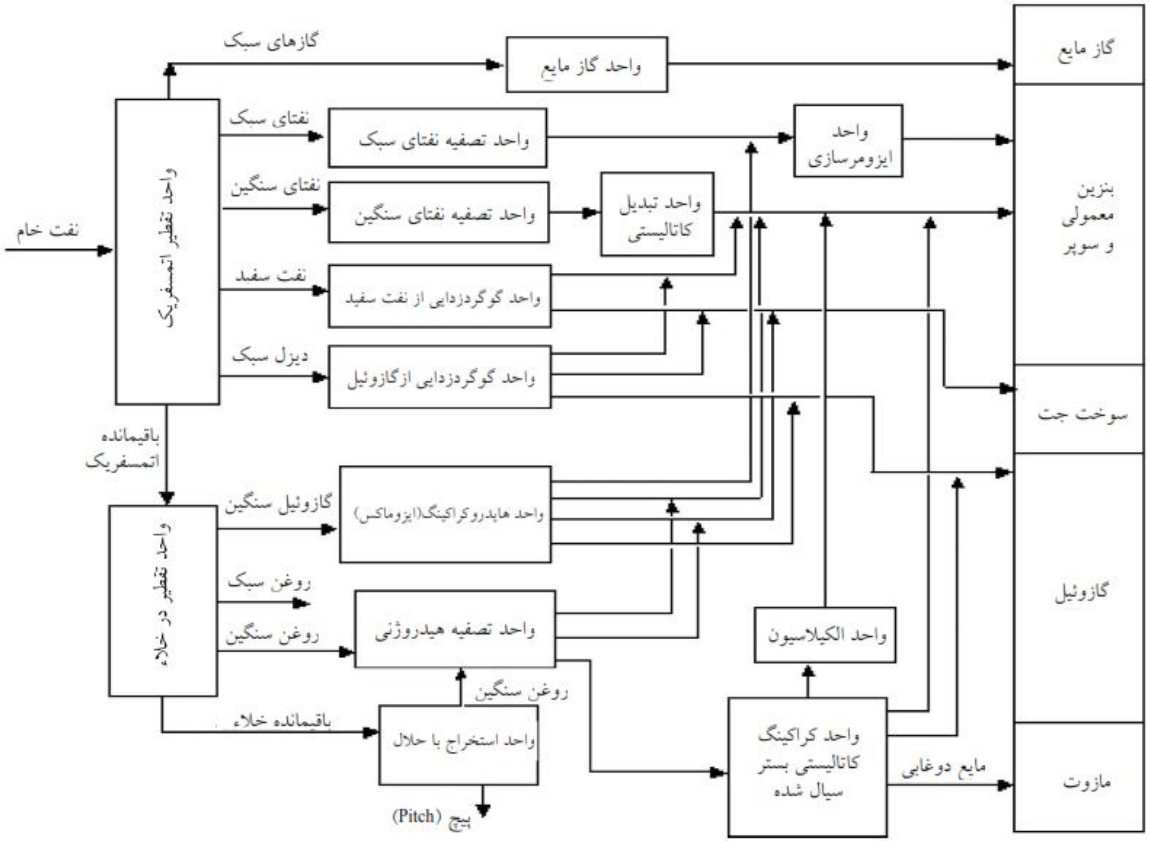
چکیده

با استفاده از فرآیندهای بهبود یافته (مانند چیدمان‌های پیش‌رونده و توزیع‌شونده) می‌توان میزان قابل‌توجهی از مصرف انرژی و آلاینده‌های تولیدی در فرآیند تقطیر نفت‌خام را کاهش داد. با این حال فرآیندهای بهبود یافته به‌صورت عملیاتی مورد آزمایش قرار نگرفته‌اند. در این پژوهش با درنظر گرفتن هزینه‌های تحمیل شده به واحد پالایشگاهی به دلیل تولید آلاینده‌ها و ضایعات زیست محیطی و انرژی مصرفی این فرآیندها نشان داده شده است که فرآیندهای بهبود یافته می‌توانند به عنوان گزینه مناسبی برای واحدهای نو تاسیس مدنظر قرار گیرند. بررسی نتایج برای نمونه‌های نفت سبک و سنگین ایران بیانگر صرفه اقتصادی این چیدمان‌ها و قابلیت استفاده از آن‌ها به عنوان جایگزینی مناسب برای فرآیند سنتی تقطیر نفت‌خام در ایران است. درآمد ناخالص حاصل از فروش محصولات در مورد نمونه سبک نفت‌خام حدود 0/13 میلیون دلار و در مورد نمونه نفت سنگین 12/13 میلیون دلار افزایش را نشان می‌دهد.

کلمات کلیدی: تقطیر نفت‌خام، چیدمان پیش‌رونده، چیدمان توزیع‌شونده، کاهش مصرف انرژی

مقدمه

تقطیر نفت‌خام اصلی‌ترین واحد هر پالایشگاه است. شکل 1 نمودار یک پالایشگاه متداول شامل بخش اتمسفریک و بخش خلاء، را نشان می‌دهد [1]. در شکل 2 واحد تقطیر نفت‌خام با جزئیات بیشتر نشان داده شده است [2].



شکل1. نمودار جریانی پالایشگاه نفت‌خام [2]

دو شاخصه فرآیند تقطیر متداول سیستم گردشی با مبدل‌های جانبی[1] و عاری‌سازهای جانبی[2] هستند. از سیستم گردشی با مبدل‌های جانبی به منظور کنترل میزان جریان‌های بخار و مایع درون برج استفاده می‌گردد. همچنین استفاده از آن‌ها فرصت‌های بیشتری را برای انتگراسیون حرارتی و کاهش سیالات سرویس مصرفی بوجود می‌آورد. عملکرد سیستم گردشی با مبدل‌های جانبی بدینگونه است که، یک جریان جانبی از برج خارج می‌شود، در یک مبدل حرارتی سرد شده و وارد یک سینی بالاتر برج تقطیر می‌گردد. از آنجا که سیستم گردشی با مبدل‌های جانبی جریان را از سینی‌های گرم به سینی‌های سردتر منتقل می‌کنند، در تعادل حرارتی برج خللی ایجاد نمی‌شود. سیستم گردشی با مبدل‌های جانبی با پیش گرم کردن نفت‌خام ورودی به فرآیند با جریان‌های جانبی گرم خروجی از برج، سبب کاهش بار حرارتی کوره و کاهش هزینه عملیاتی سیستم می‌گردند. در شکل 2 این سیستم گردشی با مبدل‌های جانبی قابل مشاهده هستند. شاخصه دیگر فرآیندهای تقطیر متداول عاری‌سازهای جانبی هستند. وظیفه این واحدها، جداسازی محصولات سبک از جریان محصول خروجی از برج با استفاده از جریان بخار و بازگرداندن باقیمانده آن به برج است. این واحدها امکان بهبود کیفیت محصول خروجی را ممکن می‌سازند. میزان بهبود کیفیت

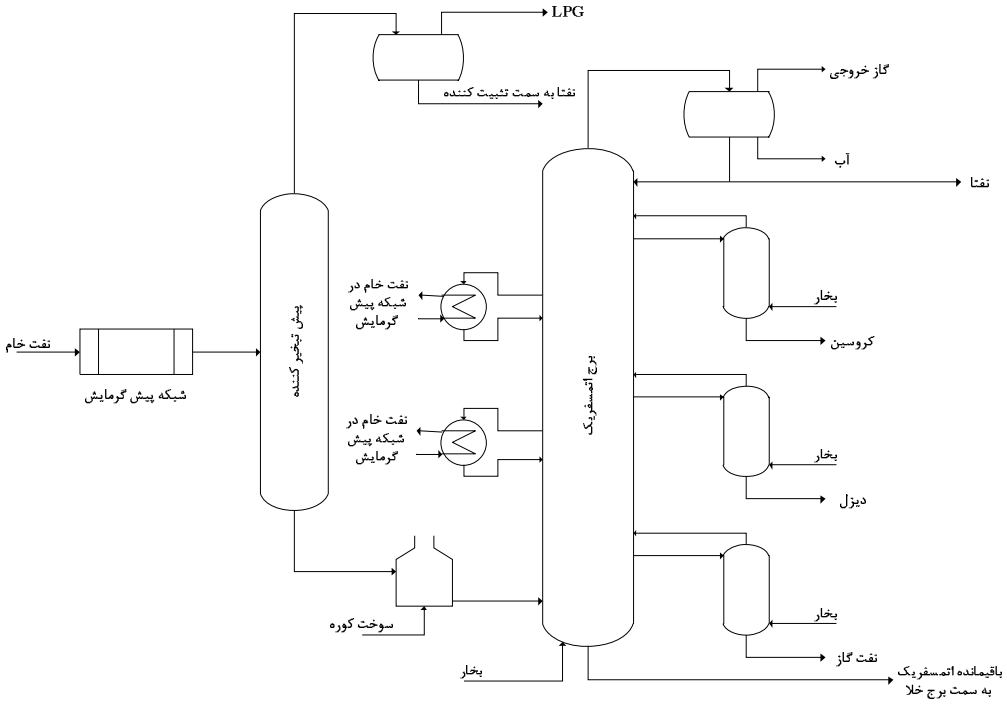
[1] Pump-around
[2] Side Strippers

محصـولات با میزان بخار مصرفی در عاری‌سازها قابل کنترل است؛ اما باید به این نکته توجه کرد که افزایش بیش از حد بخار سـبب طغیان عاری‌سـاز و کاهش بهره واحد می‌گردد. در شکل 2 این عاری‌سازها نیز نشان داده شـده‌اند. با استفاده از موازنه‌های کلی و جزئی انرژی می‌توان به چگونگی مصرف انرژی در فرآیند تقطیر نفت‌خام پی برد. سـه بخش اصـلی مصـرف سـیالات سـرویس در واحد شـامل بار حرارتی کوره، بار حرارتی کندانسـور و بخار مصرفی در برج و عاری‌سازهای جانبی است. تحقیق در زمینه بهبود عملکرد واحد به حذف و یا کاهش مصـرف این سـیالات مصـرفی می‌پردازد. درحال حاضر در ایالات متحده آمریکا 19 میلیون بشکه نفت‌خام در روز فرآوری می‌شـود. از این مقدار حدود نه میلیون بشـکه در روز به‌صـورت واردات اسـت [3]. همچنین حدود نود و چهار میلیون بشکه در روز نفت‌خام درسراسر جهان فرآوری می‌شود [4].

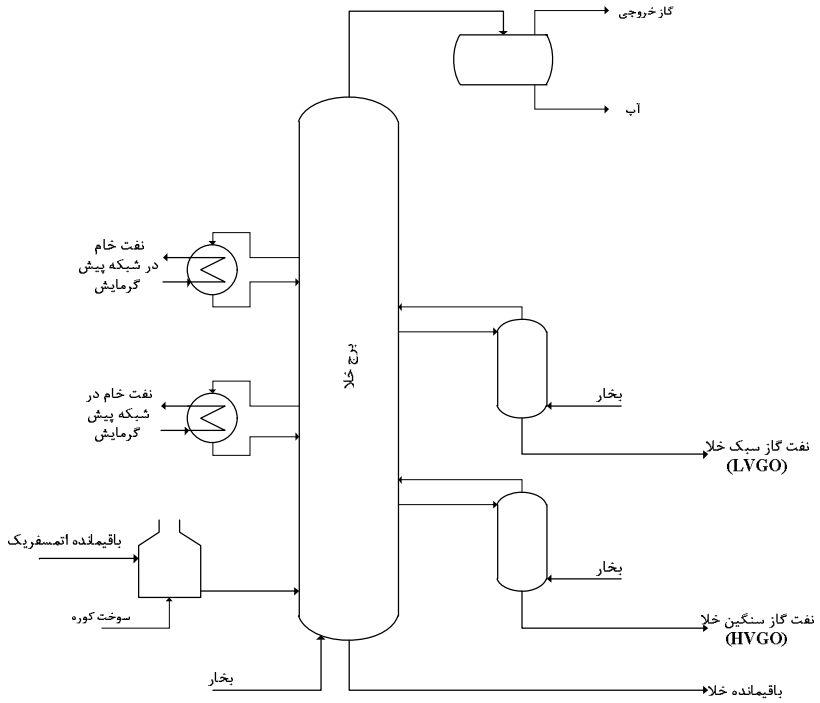
میزان فرآورش نفت‌خام در ایران، همان‌طور که در جدول1 نشـان داده شـده، 2/039 میلیون بشـکه در روز است.

جدول1. میزان فرآورش نفت‌خام در ایران بر اساس پالایشگاه‌های موجود [5]

پالایشگاه	1000 بشکه در روز	درصد
آبادان	400	19/62
اصفهان	375	18/39
بندرعباس	330	16/18
تهران	250	12/26
اراک	250	12/26
برزویه	120	5/89
تبریز	110	5/39
شیراز	60	2/94
لاوان	60	2/94
بوعلی سینا	34	1/67
کرمانشاه	22	1/08
ارس 2	10	0/49
بوشهر	10	0/49
ارس 1	5	0/25
یزد	3	0/15
مجموع	2039	100



(الف)



(ب)

شکل 2. تقطیر نفت‌خام: الف) واحد تقطیر اتمسفریک، ب) واحد تقطیر خلا

واحد تقطیر اتمسفریک و خلاء برای جداسازی هر بشکه نفت‌خام ورودی، حدود 0/1Gj انرژی در کوره نیاز دارد [6]. از آنجاکه هر بشکه نفت‌خام خود دارای 6/54Gj انرژی می‌باشد [1]، مقدار انرژی کوره‌ای مورد نیاز برابر با انرژی 1/5 درصد نفت فرآوری شده ورودی می‌باشد. با قیمت فعلی نفت که بشکه‌ای برابر با 45 دلار می‌باشد، هزینه فرآورش آن برابر با 0/675 دلار به ازای هر بشکه است. همانطورکه در جدول2 نشان داده شده است، مجموع هزینه سالانه انرژی مصرفی برای این منظوردر ایران 540 میلیون دلار، در ایالات متحده حدود 5/06 میلیارد دلار و هزینه سالانه آن در سراسر جهان حدود 25/90 میلیارد دلار است.

جدول 2، هزینه انرژی مصرفی در تقطیر نفت‌خام

		جهان	ایران	ایالات متحده
نفت‌خام	MM bbl/Day	94	2/039	19/11
گرمایش مورد نیاز	Gj/bbl	0/1	0/1	0/1
مجموع انرژی	10^8 Gj/year	36/20	0/78	7/36
قیمت انرژی	$/bbl	45	45	45
هزینه انرژی	MMM$/year	24/90	0/54	5/06

جریان‌های خروجی از کوره سهم عمده‌ای را در اتلاف انرژی پالایشگاه و متعاقب آن آلودگی‌های زیست محیطی [1]، بسته به گرید سوخت استفاده شده (نفت کوره با گوگرد بالا، نفت گاز کم گوگرد، گازطبیعی و غیره) به عهده دارند. راه‌های زیادی برای به حداقل رساندن این تلفات وجود دارد، که از آن جمله می‌توان به بهبود فرآیند و تصفیه و دفع آلاینده‌ها از طریق فرآیندهایی مانند شستشو گازهای خروجی [7] اشاره کرد. البته با وجود استفاده از سوخت‌های پاک و فرآیندهای تصفیه، بازهم آلاینده‌های خروجی کوره قابل‌توجه است [7]. تلاش‌هایی به منظورتنظیم مقررات در راستای تعیین کمی اثرات زیست محیطی این خروجی‌ها منجربه تعریف مفهومی با عنوان "هزینه اتلاف"[3] شده است [8-10]. برای نمونه هزینه‌های اتلاف موجود در مقررات ایالت نوادا در آمریکا برای خروجی‌های کوره (CO_2، SOx، NOx، TSP، VOC و CO) از واحدهای تقطیر نفت‌خام [10] در جدول 3 نشان داده شده است. هزینه اتلاف به میزان حداکثر 2/698 میلیارد دلار در هر سال (در یک فرآیند متداول با نفت کوره با گوگرد بالا) تاحداقل 0/808 میلیارد دلار در هر سال (در فرآیندهای پاک با سوخت گاز طبیعی) ارائه شده است. محتوای گوگرد سوخت سهم عمده‌ای از هزینه را به خود اختصاص می‌دهد، که می‌تواند توسط پیش‌فرآورش و یا تغییر سوخت کاهش یابد. سهم عمده دی‌اکسید کربن موجود در آن نیز در نتیجه استفاده از انرژی‌های فسیلی است.

[3] Cost of Waste

جدول 3. هزینه زیست محیطی سالانه انرژی مصرفی کوره نفت‌خام (برای یک واحد 100 هزار بشکه در روز)

آلاینده‌ها*			CO2	SOx	NOx	TSP	VOC	CO	مجموع
هزینه‌های زیست محیطی($/lb) [10]	-	-	0/011	0/78	2/5	2/09	0/59	0/46	-
فرآیند متداول	نفت کوره 3/34% گوگرد	آلاینده‌ها (Tons/Year) [8]	$4/45x10^8$	4057	343	286	114	114	-
		هزینه سالانه (MM$)	10/87	7/02	1/90	1/34	0/15	0/12	21/41
	نفت کوره 1/00% گوگرد	آلاینده‌ها (Tons/Year) [8]	$4/45x10^8$	1200	343	114	86	114	-
		هزینه سالانه (MM$)	10/87	2/08	1/90	0/53	0/11	0/12	15/61
	گاز سوخت	آلاینده‌ها (Tons/Year)	$2/34x10^8$	1/71	237	13	105	106	-
		هزینه سالانه (MM$)	5/71	-	1/32	0/06	0/13	0/11	7/22
فرآیند پاک	گاز سوخت	آلاینده‌ها (Tons/Year) [8]	$2/34x10^8$	1/71	97	12	7	96	-
		هزینه سالانه (MM$)	5/71	-	0/54	0/06	0/008	0/95	6/41

*براساس استوکیومتری واکنش احتراق

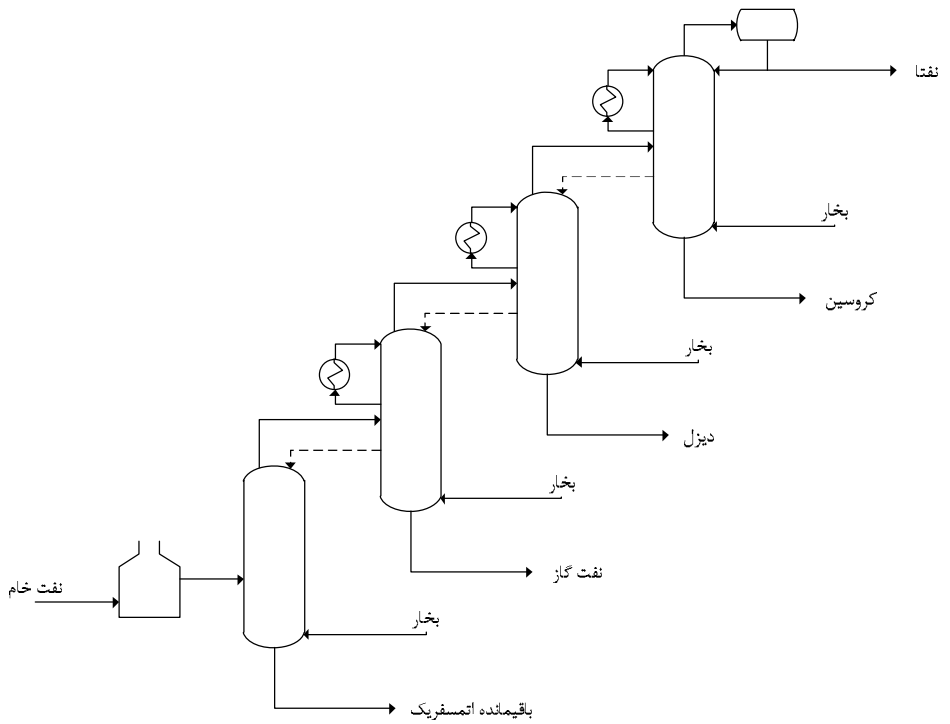
در کشـورهایی مانند آمریکا که حدود نیمی از نفت‌خام تولید شـده وارد می‌شـود، 5/06 میلیارد دلار در هر سـال هزینه انرژی برای تقطیر نفت‌خام به طور قابل‌توجهی موازنه مالی کشـور را تحت تاثیر قرارداده و پیامدهای مهمی را در رقابت اقتصـاد جهانی به همراه دارد. افزایش قابل‌توجه در قیمت نفت‌خام مانند آنچه درسال 1973، 1979، 2008 و همچنین بین سال‌های 2011 تا 2014 رخداده است، می‌تواند تأثیر عمده‌ای بر این هزینه داشـته باشـد. بهره‌وری انرژی فرآوری نفت‌خام عاملی مهم در اقتصـاد داخلی کشورها، پاکیزگی محیط زیست، رقابت صنعتی بین المللی، و امنیت ملی است.

بررسی فرایندهای جایگزین

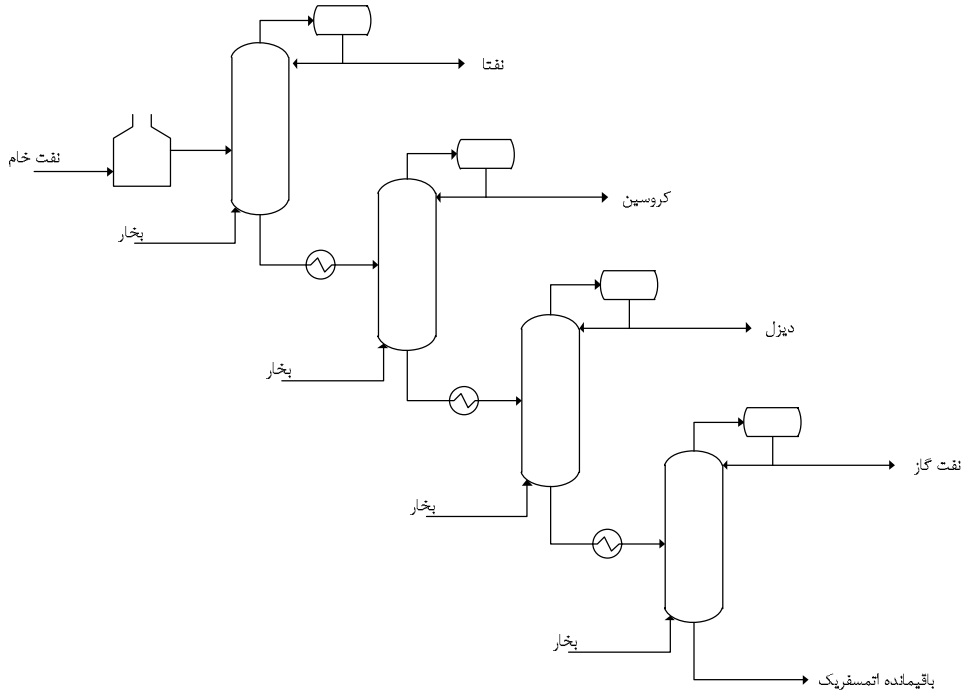
چیدمان‌های تقطیر

دو چیدمان معروف چیدمان مستقیم و چیدمان غیرمستقیم برای سیستم‌های تقطیری شامل چند برج قابل تصور است. در چیدمان مستقیم سبک‌ترین جز ابتدا جدا شده و باقی جریان به برج بعد فرستاده می‌شود که در آن جداسازی به ترتیب فرارایت ادامه می‌یابد. فرآیند چیدمان مستقیم دارای این مزیت است که هر محصول از نفت‌خام در حداقل درجه حرارت ممکن تبخیر شده و در نتیجه به انرژی حرارتی کمتری نیاز دارد. اما، از آنجاکه محصولات باید تا رسیدن به مشخصات تعیین شده تفکیک گردند، جریان برگشتی بالا و اختلاط مجدد با نفت‌خام سبب نیازمندی به تبخیر مجدد در دمای بالاترخواهد شد.

چیدمان غیرمستقیم عکس چیدمان مستقیم است. در چیدمان غیرمستقیم ابتدا سنگین‌ترین جز جدا شده و سپس سایر اجزا در برج‌های بعدی جدا می‌گردند. در چیدمان غیرمستقیم عملا جریان برگشتی و اختلاط مجدد حذف می‌گردد اما به انرژی گرمایی بالاتری برای به حداکثر درجه حرارت رساندن خوراک و تبخیرکل محصولات قبل از تفکیک نیاز است. سپس تمام حرارت وارد شده باید از سیستم گرفته و جریان‌های خروجی سرد گردند.



شکل 3. چگونگی تبدیل فرآیند تقطیر اتمسفریک متداول به الف) چیدمان غیرمستقیم



شکل 3. چگونگی تبدیل فرآیند تقطیر اتمسفریک متداول به ب) چیدمان مستقیم

اگرچه معمولا ترکیبی از این چیدمان‌ها استفاده می‌شود، ولی همه آن‌ها دارای معایبی می‌باشند. استفاده ازیک برج پیش‌تبخیر[4] برای ایجاد جریان کنارگذر و تفکیک اجزای سبک در کنار کوره به بهبود راندمان کمک می‌کند [11]. ناکارآمدی دیگر حذف تمام نفت گاز خلاء در کمترین فشار (بالاترین خلاء) است. استفاده از دو برج خلاء برای حذف نفت گاز سبک خلاء در یک فشار خلاء متوسط به کاهش این ناکارآمدی کمک می‌کند [12]. هرکدام از این نوآوری‌ها پیچیدگی و هزینه این فرآیند را افزایش می‌دهد، اما در نهایت باعث بهبود تدریجی راندمان انرژی می‌گردند [13].

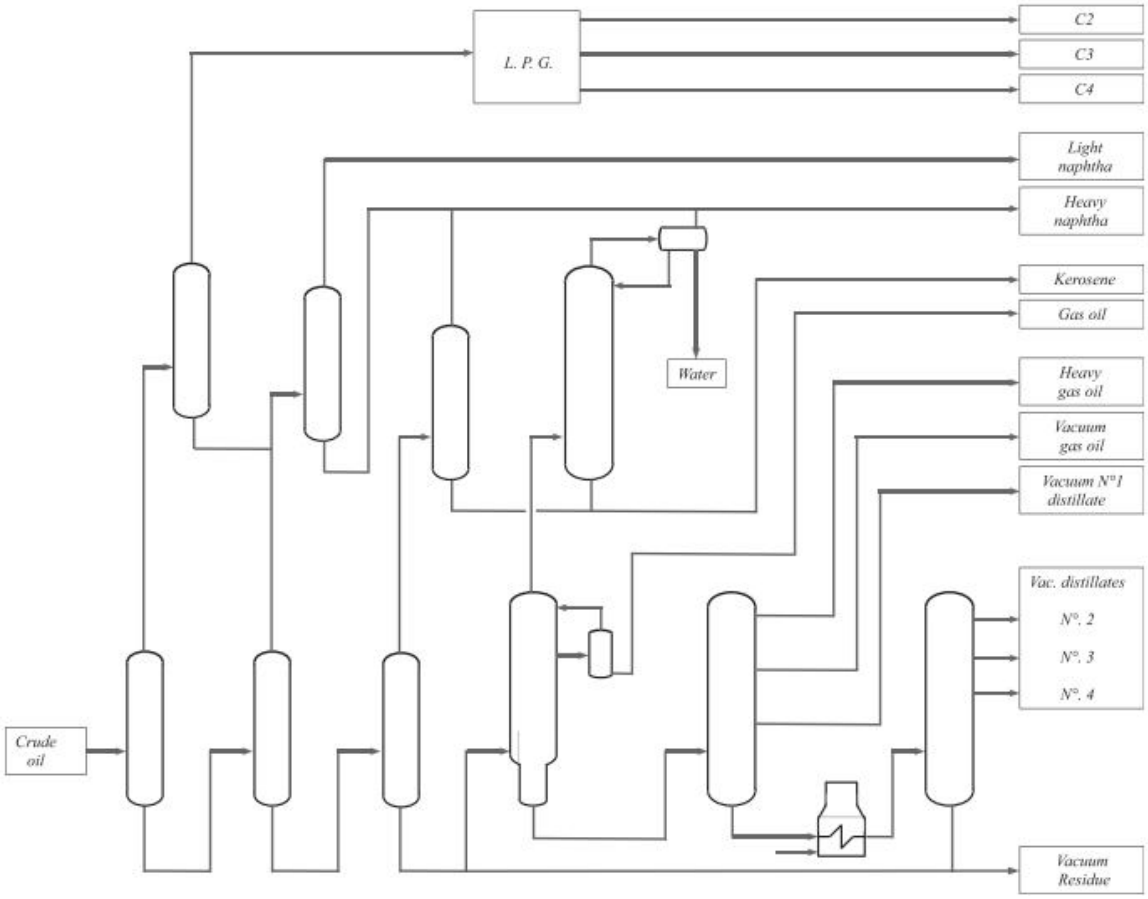
فرآیند تقطیر متداول یک چیدمان غیرمستقیم است. در شکل 3الف چگونگی شکست چیدمان متداول به یک چیدمان غیرمستقیم نشان داده شده است. در فرآیند تقطیر متداول عاری‌سازهای جانبی به‌صورت یک سری از برج‌ها به منظور جداسازی اجزا سنگین از مخلوط عمل می‌کنند. همانطور که مشاهده می‌شود سیستم‌های گردشی با مبدل‌های جانبی موجود نقش کندانسور هر برج را بعهده دارند.

امروزه از چیدمان مستقیم برای جداسازی نفت‌خام بهره گرفته نمی‌شود. اما تحقیقات به‌طور گسترده در راستای به‌کارگیری آن در حال انجام است. نمونه‌ای از چیدمان مستقیم برای جداسازی نفت‌خام در شکل 3ب نشان داده شده است. اگرچه چیدمان مستقیم دارای برتری قابل‌توجهی نسبت به فرآیند متداول از نظر کاهش مصرف انرژی نمی‌باشد [14]، اما تغییرات روی آن می‌تواند به یک چیدمان بهتر منجر گردد. نمونه‌ای از این چیدمان‌های بهبود یافته چیدمان پیش‌رونده است که در قسمت بعد آورده شده است.

[4] Pre-flash

تقطیر پیش‌رونده[5]

چیدمان پیش‌رونده اولین بار توسط دوس و همکارنش در سال 1987 ارائه شد [15]. فرآیند شامل جداسازی اجزا نفت‌خام به ترتیب از سبک به سنگین در بالای برج‌های متوالی است. بر این اساس طرح‌های متفاوتی توسط دوس و همکارنش [15] ارائه شده است که نمونه‌ای از آن را در شکل 4 مشاهده می‌کنید. پس از جداسازی اولیه دو ردیف برج در چیدمان مورد استفاده قرار می‌گیرد. جریان بالای ردیف بالا به عنوان محصول از سیستم خارج شده و جریان پایین به برج بعدی ارسال می‌گردد. جریان بالایی ردیف پایین با جریان پایین ردیف بالا ترکیب شده و وارد برج بعدی در ردیف بالا می‌گردد. این در حالی است که جریان پایینی آن‌ها وارد برج بعدی در ردیف خود می‌گردد. این رویه تا حصول کلیه محصولات از ردیف بالا ادامه پیدا می‌کند و محصول آخر ردیف پایین برج‌ها باقی‌مانده تقطیر خواهد بود.



شکل 4. نمایی از چیدمان تقطیر پیش‌رونده ارائه شده توسط دوس و همکارانش [15]

[5] Progressive Distillation

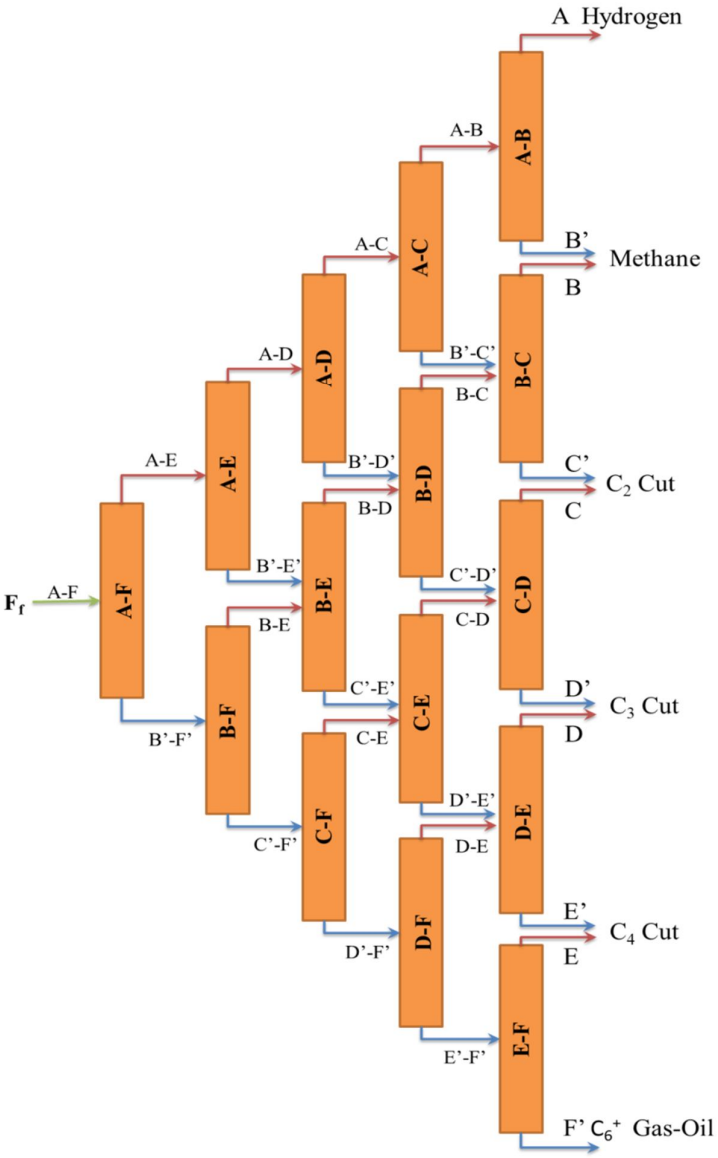
چیدمان پیش‌رونده در واقع نمونه‌ای برگرفته از چیدمان مستقیم است، اما تفاوت‌های عمده‌ای با آن دارد که مهم‌ترین آن‌ها به عدم جداسازی محصولات به صورت قطعی[6] از یک برج و جداسازی به‌صورت تدریجی در برج‌های متوالی است. مزیت اصلی جداسازی به این شکل نسبت به چیدمان‌های مستقیم و غیرمستقیم آن است جداسازی‌ها در هر مرحله به‌صورت کامل صورت نگرفته و میزان هزینه عملیاتی پایین‌تر است. مزیت دیگر تعداد زیادتر برج‌ها و در نتیجه سینی‌های بیشتر است؛ از آنجاکه میزان جداسازی به تعداد سینی‌ها و حرارت مصرفی بستگی دارد، با افزایش تعداد سینی‌ها حرارت مصرفی کاهش می‌یابد.

شرکت تکنیپ[7] که اولین بار این چیدمان را به‌کار گرفته است مدعی کاهش 34% سیالات سرویس مصرفی برای جداسازی نفت‌خام سنگین شده است. همچنین آنان مدعی استخراج مقادیر بیشتری از محصولات سبک نسبت به فرآیند متداول نفت‌خام بوده‌اند. علاوه بر آن شرکت اِلف[8] مدعی کاهش هزینه سرمایه‌گذاری در واحد فرآیندی شده است. البته طرح ارائه شده توسط آنان از تکنولوژی‌های نوین در راستای بهبود عملکرد ترمودینامیکی واحد بهره نمی‌برد. با بهره‌گیری از این مبانی محققان به چیدمان‌های بهینه دست یافته‌اند [16-15].

- **تقطیر توزیع شده[9]**

از لحاظ تئوری [18-17] طراحی کامل یک واحد تقطیر، همان‌طور که در شکل5 برای واحد بازیابی اتیلن [18] نشان داده شده است، بالاترین بهره‌وری انرژی و کوچکترین اندازه واحد را خواهد داشت. در یک تقطیر توالی توزیع‌شده، فرارترین وکم‌فرارترین محصولات ورودی به هر ستون از یکدیگر جدا شده‌اند. در مقابل چیدمان مستقیم متعارف، درطراحی توزیع شده، جریان برگشتی و اختلاط مجدد محصولات بخار شده با نفت‌خام سنگین به حداقل رسیده است. درمقابل درچیدمان غیرمستقیم متعارف، در چیدمان توزیع‌شده، هر محصول تا حداقل درجه حرارت ممکن گرم شده است. روش مناسب برای طراحی یک واحد تقطیر توزیع‌شده توسط محققان [18-17] ابداع شده است، اما به‌طور عمومی منتشر نشده است. یکی از عناصر کلیدی در یک طراحی تقطیر توزیع‌شده، اجرای کارآمد مبدل‌های میانی است. عنصرکلیدی دوم در یک طراحی تقطیر توزیع‌شده، استفاده از دیواره تقسیم [20-19] است که در اروپا و آفریقای جنوبی تجاری شده است [21]. با استفاده از این تکنولوژی‌ها منحنی‌های ترکیبی سرمایش و گرمایش متداول فرآیند (از طریق تکنولوژی پینچ [22]) می‌تواند به میزان قابل‌توجهی به ترتیب کاهش و افزایش یابند. طراحی مجدد شبکه مبدل حرارتی منجر به کاهش مصرف انرژی و هزینه سرمایه‌گذاری می‌گردد، این بدان سبب است، که انرژی بیشتری می‌تواند درطی فرآیند مورد استفاده مجدد قرارگیرد.

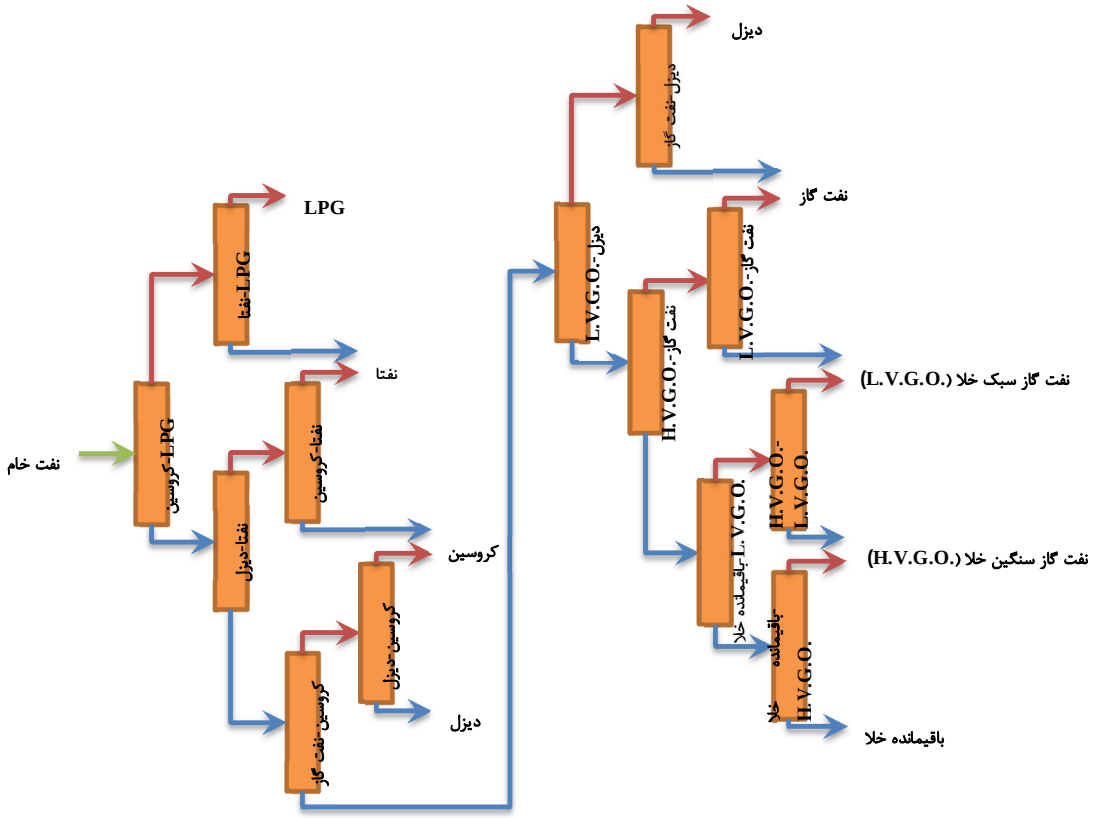
[6] Sharp
[7] Technip
[8] Elf
[9] Distributed Distillation



شکل 5. نمای کلی چیدمان تقطیر پیش‌رونده نفت‌خام

در تقطیر نفت‌خام مشکل فرآیندی اصلی جداسازی ترکیبات سبک ارزشمند مانند نفتا و کروسین از مایعات غیرفرار مانند نفت گاز و آسفالت است. این بدان سبب است که مایعات غیرفرار نقطه جوش کروسین و نفتا را به شکل قابل‌توجهی افزایش می‌دهند. بدین جهت به منظور بازیابی این ترکیبات به فشار کم (25 mmHg) و دمای بالای (450°C) و صرف هزینه سرمایه‌گذاری و عملیاتی بالایی نیاز است. چیدمان تقطیر توزیع شده نفت‌خام (شکل 6) می‌تواند برای بهبود عملکرد این سیستم به‌کار گرفته شود. این چیدمان در حقیقت برای کاهش پیچیدگی سیستم پیش‌رونده (شکل4) (به دلیل وجود تعداد زیاد پیش جداسازها) با کمترین آسیب به بازدهی ترمودینامیکی فرآیند ارائه شده است. این چیدمان اصطلاحا مرتبه اول نامیده می‌شود، زیرا تنها یک محصول در هر برج تقطیر بین دو جریان خارجی توزیع می‌شود. برای نمونه برج اول که LPG را از نفتا

جدا می‌کند، کروسین را بین دو جریان بالا و پایین برج توزیع می‌کند (توزیع کننده کروسین[10]). جریان خروجی بالایی در برج تثبیت کننده[11] تقطیر شده و در نتیجه LPG از بکروسین جدا می‌گردد. محصول پایین برج توزیع کننده کروسین در مرحله بعد تحت جداسازی قرار گرفته و در نتیجه کروسین از دیزل جدا می‌گردد و نفتا بین دو جریان توزیع می‌شود (توزیع کننده نفتا[12]). بدین ترتیب فرآیند ادامه پیدا می‌کند و اجزا سنگین‌تر در فشارهای پایین‌تر جدا می‌گردند. از آنجاکه برج‌های پیش‌جداساز برای عملیات جداسازی اجزا با گستره وسیعی از دمای جوش طراحی می‌شوند، در نتیجه دارای میزان جریان برگشتی پایین بوده و از نظر ترمودینامیکی بهینه هستند. با وجود ساده‌سازی‌های انجام شده تقطیر توزیع شده مرتبه اول همچنان پیچیده بوده و دارای تعداد زیادی برج و مبدل است.



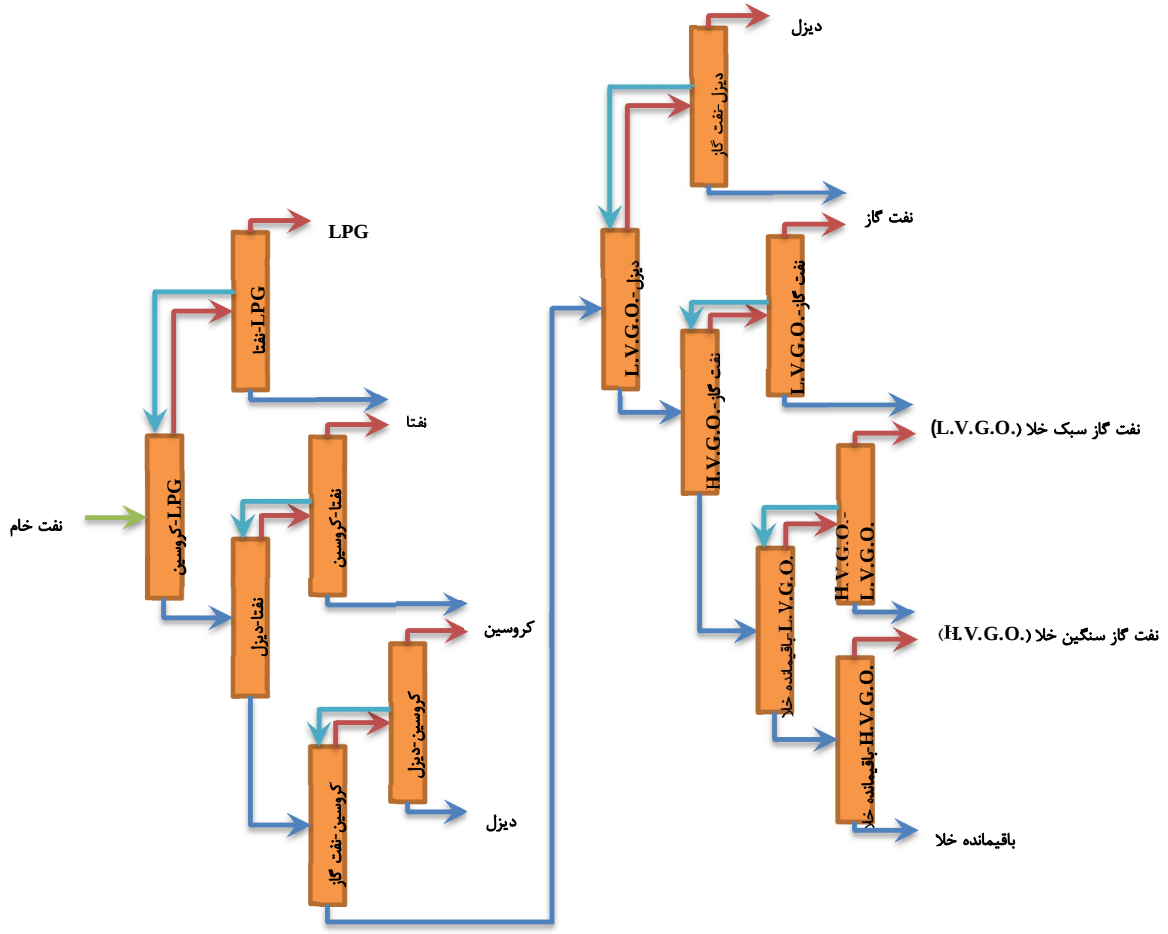
شکل 6. شمای کلی تقطیر توزیع شده نفت‌خام

اما اگر محصولات گرم برای تامین حرارت مورد نیاز در ریبویلرهای موجود در چیدمان مورد استفاده قرار گیرد، این فرآیند بهینه شده و حدود به ازای هر بشکه انرژی مصرف می‌کند. این چیدمان تا حدودی همانند طرح ارائه شده توسط دوس و همکارانش در شرکت اِلف فرانسه (تقطیر پیش‌رونده) است [15].

[10]Kerosene distributer
[11]Stabilizer
[12]Naphtha distributor

- **انتگراسیون واحد تقطیر توزیع شده**

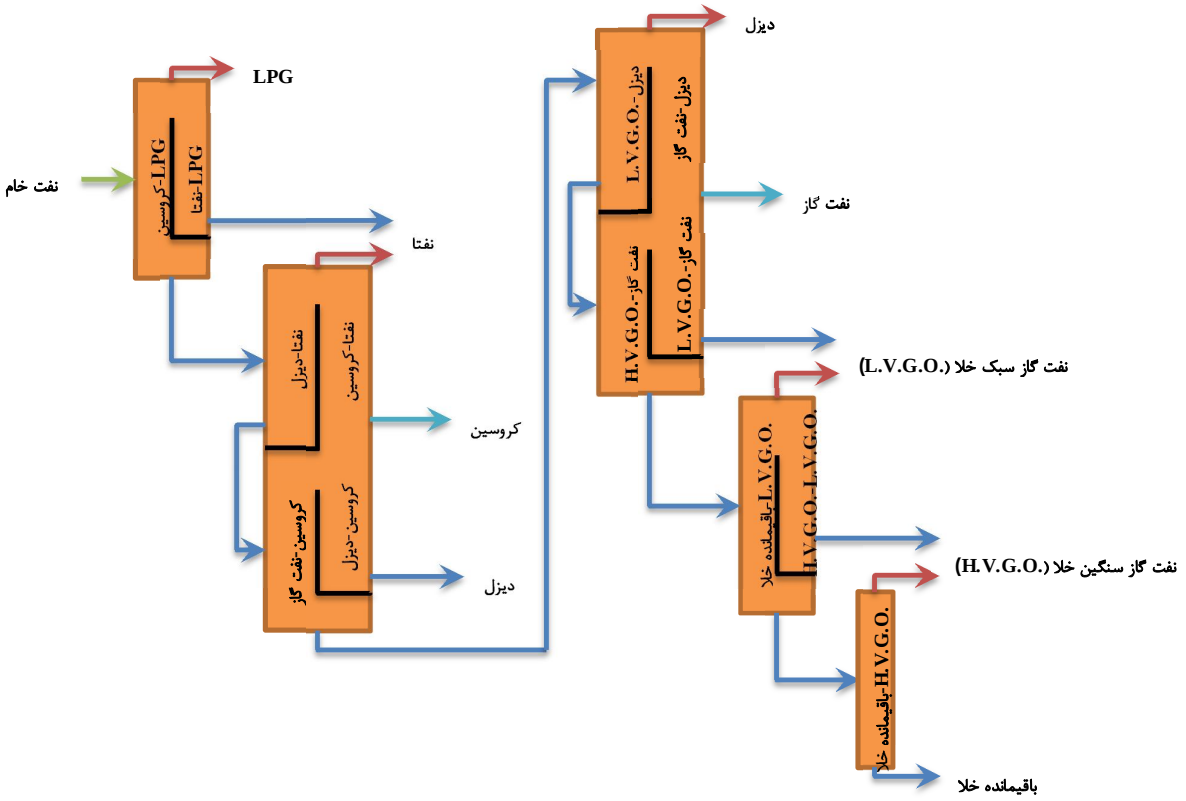
همان‌طور که در قسمت قبل بیان شد واحدهای متداول نفت‌خام حدود 0/1 Gj/bbl انرژی مصرف می‌کنند. بهبود انتگراسیون حرارتی واحد فرآیندی می‌تواند میزان انرژی مصرفی واحد را تا 0/07 Gj/bbl کاهش دهد [16، 22-23]. بیشترین اتلاف در اینگونه واحدها ناشی از گرمادهی نفت‌خام ورودی شامل ترکیبات سبک مانند LPG و کروسین تا دماهای بالا نزدیک 370°C است. شرکت اِلف [15] با استفاده از چیدمانی پیچیده‌تر و بهره‌گیری از تعداد زیادی پیش‌جداساز در فشارهای متفاوت توانست میزان اتلاف انرژی فرآیند را کاهش دهد. همانطور که در شکل 7 نشان داده شده است عملکرد تقطیر توزیع شده می‌تواند با استفاده از انتگراسیون حرارتی بهبود یابد. به منظور کاهش افت فشار و تعداد مبدل‌های به کار برده شده، می‌توان از جریان برگشتی یک برج برای تامین جریان مایع برج دیگر بهره جست. بدین ترتیب با بهره‌گیری مجدد حرارت در ریبویلر برج پایینی برای تبخیر جریان مایع سبب بهبود بهره‌دهی ترمودینامیکی سیستم می‌شود.



شکل 7. چیدمان زوج حرارتی تقطیر توزیع شده نفت‌خام

چیدمان توزیع شده مرتبه اول با انتگراسیون حرارتی که در شکل 7 نشان داده شده است، دارای هزینه سرمایه‌گذاری و عملیاتی کمتری نسبت به نمونه بدون انتگراسیون آن دارد (البته همچنان دارای

پیچیدگی‌های چیدمان از قبیل تعداد زیاد حجم عملیات پمپاژ، پایپینگ و تعمیرات است). همچنین چیدمان انتگراسیون با استفاده از برج‌های دیواره تقسیم نیز همانطور که در شکل 8 نشان داده شده است، قابل تصور است. در اینگونه چیدمان‌ها برج‌هایی که دارای فشارهای یکسان می‌باشند در یک جداره قرار می‌گیرند و با یک دیواره تقسیم از یکدیگر جدا می‌شوند؛ در نتیجه بهره ترمودینامیکی افزایش یافته و هزینه سرمایه‌گذاری و عملیاتی به نسبت قابل‌توجهی کاهش می‌یابد [20-21]. با وجود بهبود بهره ترمودینامیکی اما در برخی نقاط پیچیدگی‌های عملیاتی ایجاد شده این بهبود را تحت تاثیر قرار می‌دهد. با شبیه‌سازی و بررسی این چیدمان می‌توان به توان حرارتی 0/04 Gj/bbl در کوره دست یافت. این به معنای 60% کاهش هزینه انرژی نسبت به فرآیند متداول است.



شکل 8. چیدمان شامل برج‌های دیواره تقسیم تقطیر توزیع شده نفت‌خام

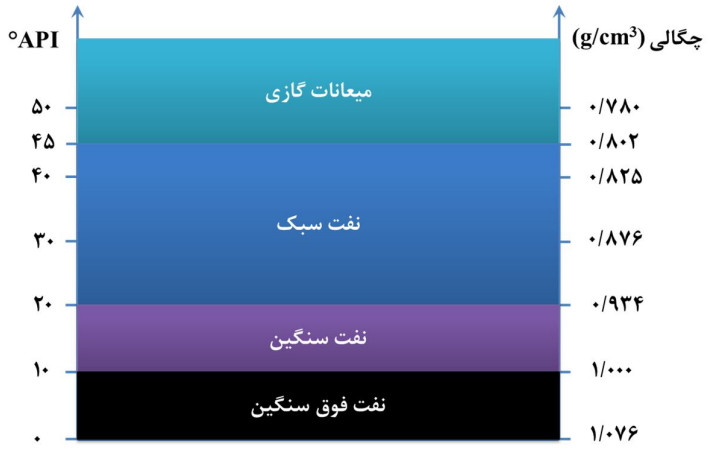
همچنین این نکته باید مورد توجه قرار گیرد که استراتژی کنترل برج‌های تقطیر توزیع شده نیاز به توسعه بیشتری دارد [24-25]. در چیدمان توزیع شده مرتبه اول، مشخصه هر محصول باید در بیش از یک برج در نظر گرفته شود. برای نمونه در شکل 6، محصول هدر رفت کروسین نه تنها در محصول بالای برج LPG و در محصول پایین برج کروسین بلکه باید در پایین پیش‌جداساز دوم (توزیع کننده نفتا) باید مدنظر قرار گیرد. پیچیده بودن سیستم کنترل اینگونه چیدمان‌ها انعطاف پذیری آن‌ها را برای فرآوری گستره وسیعتری از خوراک ورودی و همچنین درجه جداسازی بین محصولات را ممکن می‌سازد. این جداسازی بهبود یافته

می‌تواند میزان محصـولات مطلوب را افزایش داده و سود حاصل از واحد را افزایش دهد. در نهایت باید توجه داشـت که اسـتفاده از برج‌های دیواره تقسـیم اگرچه به‌صورت تئوری قابل قبول می‌باشند اما عملیاتی کردن آن‌ها برای فرآیند نفت‌خام نیازمند توسعه سخت‌افزارهای لازم و آزمایش آن می‌باشد.

روش مدل‌سازی و محاسبات

مشخصات نمونه‌های نفت‌خام مورد بررسی

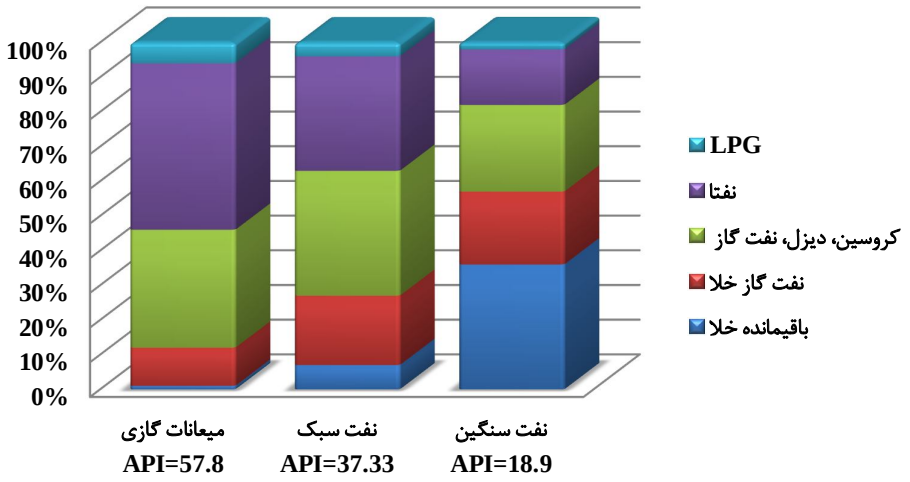
مخلوط نفت‌خامی که مورد اسـتفاده قرار می‌گیرد از حوزه‌های مختلف نفتی بوده که از طریق مشـخصـات نفت‌خام تحت عنوان شـناسـه نفت‌خام[13]مشـخص می‌شود. نفت‌خام بر اساس گرانروی به دسته‌های متفاوتی تقسیم می‌شود که در شکل 9 نشان داده شده است.



شکل 9. تقسیم بندی نفت‌خام از نظر میزان گرانروی

میزان محصولات خروجی از پالایشگاه با توجه به نفت‌خام ورودی و تجهیزات به‌کار گرفته شده متفاوت است. برای نمونه اگر از نفت سـبک به عنوان خوراک واحد اتمسـفریک اسـتفاده شود، میزان بیشتری از محصولات سـبک و نیمه سـبک مانند LPG، نفتا، کروسـین و دیزل نسـبت به خوراک نفت سـنگین حاصـل می‌شـود. همچنین خوراک نفت سـبک دارای مقدار کمی از محصـولات نیمه‌سـنگین مانند نفت گاز خلا و نفت کوره می‌باشـد. شـکل 10 میزان حدودی محصـولات خروجی را برای سه نمونه نفت‌خام با گرانروی مختلف نشان می‌دهد.

[13] Crude Oil Assays



شکل10. محدوده محصولات خروجی برای سه نوع نفت متفاوت

در پالایشگاه‌ها معمولا از ترکیبی از خوراک بهره می‌گیرند تا بتوانند گستره‌ای از محصولات خروجی را با توجه به قیمت و بازار موجود برای هرکدام از آن‌ها بدست آورند. میزان هزینه تولید هرکدام از محصولات شامل قیمت خوراک ورودی مورد نیاز و هزینه‌های عملیاتی نیز علاوه بر قیمت محصولات، مدنظر قرار می‌گیرد. هزینه‌های سرسام‌آور پالایشگاه‌ها طراحان را مجبور به طراحی واحدهایی با محدوده وسیعی از محصولات خروجی می‌کند تا سرمایه‌گذاری در این صنعت را مقدور سازد.

در این کار دو نمونه نفت‌خام یکی سبک (API: 37/33) و دیگری سنگین (API: 18/9) مورد بررسی قرار می‌گیرد. نمونه سبک برگرفته از خوراکی است که در واحد تقطیر جنوبی پالایشگاه تهران مورد استفاده قرار می‌گیرد. این خوراک شامل 50 درصد نفت‌خام حوزه اهواز آسماری و50 درصد نفت‌خام حوزه چلکن است. مشخصات تقطیر TBP نفت‌خام سبک در جدول 4 نمایش داده شده است.

جدول 4. مشخصات تقطیر TBP نفت‌خام ورودی به واحد تقطیر پالایشگاه تهران

خوراک پالایشگاه تهران		
درصد حجمی	اجزا	برش
2/76	270-280	26
2/55	280-295	27
2/41	295-310	28
2/36	310-320	29
2/38	320-335	30
2/41	335-350	31
2/40	350-365	32
2/40	365-380	33

خوراک پالایشگاه تهران		
درصد حجمی	اجزا	برش
0/18	C1	1
0/43	C2	2
0/58	C3	3
0/88	IC4	4
1/12	NC4	5
0/64	IC5	6
2/34	NC5	7
0/08	H2O	8

9	15-50	0/41
10	50-60	1/10
11	60-75	1/21
12	75-85	1/31
13	85-100	1/54
14	100-115	2/09
15	130-115	3/02
16	140-130	2/94
17	140-155	2/40
18	155-170	2/37
19	170-185	2/43
20	185-200	2/62
21	200-210	3/08
22	225-210	3/48
23	225-240	3/28
24	240-255	3/06
25	255-270	2/95

34	380-390	2/40
35	390-405	2/76
36	405-420	2/90
37	420-440	3/94
38	440-470	2/85
39	470-495	2/43
40	495-525	2/14
41	525-550	2/00
42	550-580	1/87
43	580-605	1/72
44	605-635	1/55
45	635-675	2/52
46	675-730	2/14
47	730-795	2/09
48	795-865	1/47

ادامه جدول 4. مشخصات تقطیر TBP نفت‌خام ورودی به واحد تقطیر پالایشگاه تهران

نمونه نفت سنگین مورد بررسی شامل 52/6 درصد نفت‌خام سروش و 47/4 درصد نفت‌خام نوروز می‌باشد. جدول 5 آنالیز TBP نفت‌خام‌های سروش و نوروز را نشان می‌دهد.

جدول 5. مشخصات تقطیر TBP نفت‌خام‌های سروش و نوروز

نفت‌خام سروش		
برش	اجزا	درصد حجمی
1	گاز سبک	0/27
2	15-40	0/60
3	40-65	0/87
4	65-80	0/50
5	80-100	1/57
6	100-125	1/77
7	125-150	2/19
8	150-175	3/48
9	175-200	3/67
10	200-225	413
11	225-250	3/30

نفت‌خام نوروز		
برش	اجزا	درصد حجمی
1	گاز سبک	1/53
2	15-65	3/03
3	65-100	5/09
4	100-125	3/52
5	125-150	4/16
6	150-175	4/23
7	175-200	3/86
8	200-225	3/62
9	225-250	3/77
10	250-275	5/07
11	275-300	4/08

12	250-275	3/60
13	275-300	3/44
14	300-325	4/14
15	325-350	3/30
16	350-360	1/63
17	360-375	2/09
18	375-400	3/27
19	400-425	2/61
20	425-450	4/00
21	450-475	3/91
22	475-500	4/06
23	500-525	2/92
24	525-535	0/78
25	535+	38/62

12	300-325	2/45
13	325-355	5/33
14	350-385	5/48
15	385-425	3/90
16	425-450	4/32
17	450-475	4/93
18	475-500	4/47
19	500-530	3/35
20	530-565	4/44
21	565+	19/37

ادامه جدول 5. مشخصات تقطیر TBP نفت‌خام‌های سروش و نوروز

همچنین مشخصات محصولات خروجی از برج تقطیر اتمسفریک و خلا بشرح جدول 6 است:

جدول 6. ویژگی‌های دامنه تقطیر محصولات خروجی

	محصول	مشخصات محصول
		ASTM D86 98% °C
1	LPG	90-120
2	نفتا	175-190
3	کروسین	225-260
4	دیزل	320-350
5	نفت گاز	410-430
6	نفت گاز سبک خلا	440-465
7	نفت گاز سنگین خلا	600-630

شبیه‌سازی چیدمان‌ها

در این کار از الگوریتم چرخه درونی-بیرونی [26] درون نرم‌افزار Aspen Plus 7.2 برای شبیه‌سازی تعادلی استفاده شده است. روش شبیه‌سازی باید سرعت و همگرایی بالایی داشته باشد. اطلاعات ورودی مورد نیاز الگوریتم شبیه‌سازی در این کار (علاوه بر مشخصات خوراک‌ها و ثابت‌های ترمودینامیکی اجزا) شامل شدت جریان محصول بالایی و محصولات جانبی و همچنین نسبت جریان برگشتی می‌باشد.در بررسی چیدمان‌های پیش‌رونده و توزیع شده چند نکته حائز اهمیت است. اول آنکه شبیه‌سازی و طراحی این چیدمان‌ها براساس

مشخصه‌سازی شبه اجزای[14] نفت‌خام می‌باشد که تخمینی بوده و برخی موارد نظیر واکنش‌های تجزیه‌ای، ترکیبات نامشخص موجود، گرفتگی مبدل‌ها و خوردگی در آن دیده نمی‌شود. از طرف دیگر این شبیه‌سازی‌ها بر مبنای فرض ساده کننده مراحل تعادلی صورت می‌گیرد.

آنالیز اقتصادی

محاسبات اقتصادی در این پروژه بر اساس معادلات ارائه شده در نسخه اصلاح شده روابط اقتصادی گوتری[15] هستند، که توسط داگلاس به انجام رسیده است [27]. در محاسبه هزینه عملیاتی، هزینه سیالات سرویس و مشخصات آن‌ها مطابق جدول 7 در نظر گرفته شده است [28].

جدول 7. مشخصات و قیمت سیالات سرویس به‌کار گرفته شده در این پروژه [28]

نوع سرویس	فشار (atm)	دما (°C)	قیمت ($/Gj)
برق	-	-	16/667
آب سرد کننده	1	25	0/254
بخار فشار پایین	4/4	144	3/102
بخار فشار متوسط	11/2	184	5/257
بخار فشار بالا	31/6	254	8/174
گاز سوخت	-	-	10/820

نتایج و بحث

- تقطیر پیش‌رونده

نتایج بررسی تقطیر پیش‌رونده برای نفت‌خام سبک و سنگین برای یک واحد تقطیر به ظرفیت 100هزار بشکه در روز در این قسمت آورده شده است. نتایج بیانگر آن است که برای نفت سبک چیدمان پیش‌رونده میزان مصرف سیالات سرویس گرم (بخار) و سرد افزایش می‌یابد. اما برای نفت سنگین، به‌کارگیری این چیدمان سبب کاهش قابل ملاحظه مصرف سیال سرویس گرم نسبت به چیدمان متداول است. جدول 8 بیان‌گر میزان مصرف سیال سرویس گرم و سرد برای نفت‌خام سبک و سنگین مورد استفاده در این کار می‌باشند. همانطور که مشاهده می‌شود، استفاده از چیدمان پیش‌رونده میزان بار حرارتی مصرفی در کوره را برای نفت سبک و سنگین کاهش می‌دهد، اما در مورد نفت سبک میزان مصرف بخار در این چیدمان به شکل قابل‌توجهی افزایش می‌یابد، که می‌تواند صرفه اقتصادی آن را تحت تاثیر قرار می‌دهد. در مورد مصرف سیال سرویس سرد در چیدمان پیش‌رونده باید گفت که در هر دو نمونه نفت سبک و سنگین میزان مصرف نسبت به فرآیند متداول بیشتر است.

[14] Pseudo Component

[15] Guthrie’s cost calculation

جدول 8. میزان مصرف سیال سرویس گرم و سرد برای نفت‌خام سبک و سنگین

		نفت سنگین		نفت سبک	
		چیدمان پیش‌رونده	چیدمان متداول	چیدمان پیش‌رونده	چیدمان متداول
سرویس گرم (Gj/h)	کوره	189/60	220/20	149/40	175/20
	بخار	15/60	5/10	34/80	9/30
	مجموع	205/20	225/30	184/20	184/20
سرویس سرد(Gj/h)	آب سرد کننده	116/10	36/60	313/80	133/20

تاثیر تغییرات در میزان سیالات مصرفی با محاسبه هزینه عملیاتی هرکدام از چیدمان‌ها به‌خوبی قابل درک است. جدول 9 بیانگر مقایسه میزان هزینه عملیاتی برای چیدمان‌های پیش‌رونده و متداول است. همانطور که مشاهده می‌شود بهره‌گیری از چیدمان پیش‌رونده دارای صرفه قابل‌توجهی برای نفت‌خام سنگین است.

جدول 9. مقایسه میزان هزینه عملیاتی برای چیدمان‌های پیش‌رونده و متداول

		نفت سنگین		نفت سبک	
		چیدمان پیش‌رونده	چیدمان متداول	چیدمان پیش‌رونده	چیدمان متداول
سرویس گرم ($/year)	کوره	16/41	19/06	12/93	15/17
	بخار	1/02	0/33	2/26	0/57
	مجموع	17/43	19/39	15/19	15/73
سرویس سرد ($/year)	آب سرد کننده	0/24	0/07	0/64	0/27
هزینه عملیاتی ($/year)	-	17/67	19/47	15/83	16/00

برای بررسی دقیق‌تر باید هزینه‌سرمایه‌گذاری هرکدام از چیدمان‌ها را نیز محاسبه کرد. با توجه به آنکه تقطیر پیش‌رونده از تعداد بیشتری برج نسبت به تقطیر متداول نفت‌خام بهره می‌گیرد نیاز به هزینه سرمایه‌گذاری بیشتری دارد. جدول 10 ارائه کننده میزان هزینه سرمایه‌گذاری مورد نیاز و کل هزینه سالیانه واحد می‌باشد. همانطور که مشاهده می‌شود، میزان هزینه سرمایه‌گذاری سالانه کاربرد تقطیر پیش‌رونده برای نفت‌خام سنگین حدود 1/43 میلیون دلار کمتر از فرآیند متداول در پالایشگاه‌های کنونی است؛ و کاربرد آن در تقطیر نفت‌خام سبک 0/33 میلیون دلار افزایش سرمایه‌گذاری را نیازمند است.

جدول 10. میزان هزینه سرمایه‌گذاری مورد نیاز

	نفت سنگین		نفت سبک	
	چیدمان پیش‌رونده	چیدمان متداول	چیدمان پیش‌رونده	چیدمان متداول
هزینه سرمایه‌گذاری[1] (MM$)	61/00	58/00	52/00	48/00
هزینه سرمایه‌گذاری سالیانه[2] (MM$/year)	7/63	7/25	6/50	6/00
هزینه عملیاتی[3] (MM$/year)	17/67	19/47	15/83	16/00
کل هزینه سرمایه‌گذاری سالیانه[4] (MM$/year)	25/29	26/72	22/33	22/00

در نهایت این نکته نیز حائز اهمیت است که با استفاده از چیدمان پیش‌رونده میزان محصولات خروجی با چیدمان متداول تقطیر نفت‌خام متفاوت است. میزان محصولات خروجی برای دو نمونه نفت‌خام و دو چیدمان تحت بررسی در جدول 11 آورده شده است. همچنین میزان سود حاصل از محصولات در هر چیدمان نیز محاسبه شده و در جدول ارائه شده است. بر اساس محاسبات میزان درآمد ناخالص حاصل از فروش محصولات در مورد نمونه سبک نفت‌خام حدود 0/13 میلیون دلار و در مورد نمونه نفت سنگین 12/13 میلیون دلار افزایش را نشان می‌دهد.

جدول 11. میزان محصولات خروجی و سود حاصل از فروش آن‌ها

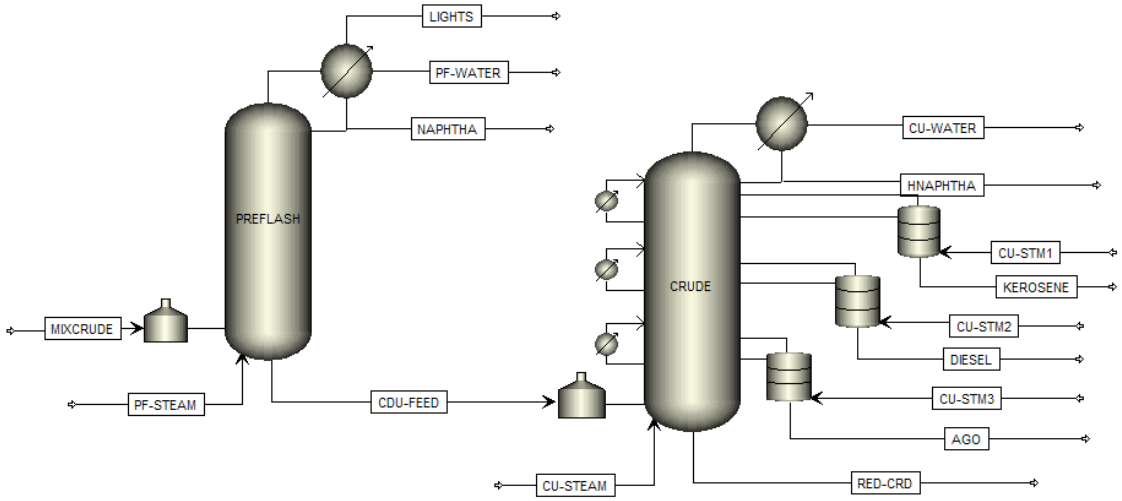
		نفت سنگین		نفت سبک	
محصول	**واحد**	**چیدمان پیش‌رونده**	**چیدمان متداول**	**چیدمان پیش‌رونده**	**چیدمان متداول**
نفتا	m^3/hr	47/58	47/25	208/67	211/67
کروسین	m^3/hr	35/50	47/67	120/42	118/92
دیزل	m^3/hr	97/42	84/17	65/33	60/17
نفت گاز	m^3/hr	66/33	60/25	133/25	139/67
باقیمانده	m^3/hr	415/67	423/17	134/17	131/33
نفتا	286 ($/m^3$)*	108/87	108/11	477/43	484/29
کروسین	356 ($/m^3$)*	101/10	135/75	342/95	338/67
دیزل	392 ($/m^3$)*	305/50	263/95	204/89	188/68
نفت گاز	358 ($/m^3$)*	189/98	172/56	381/63	400/01
باقیمانده	216 ($/m^3$)*	718/27	731/23	231/84	226/94
مجموع	(MM$/year)	1423/72	1411/60	1638/73	1638/60

*قیمت بر مبنای فوب خلیج فارس

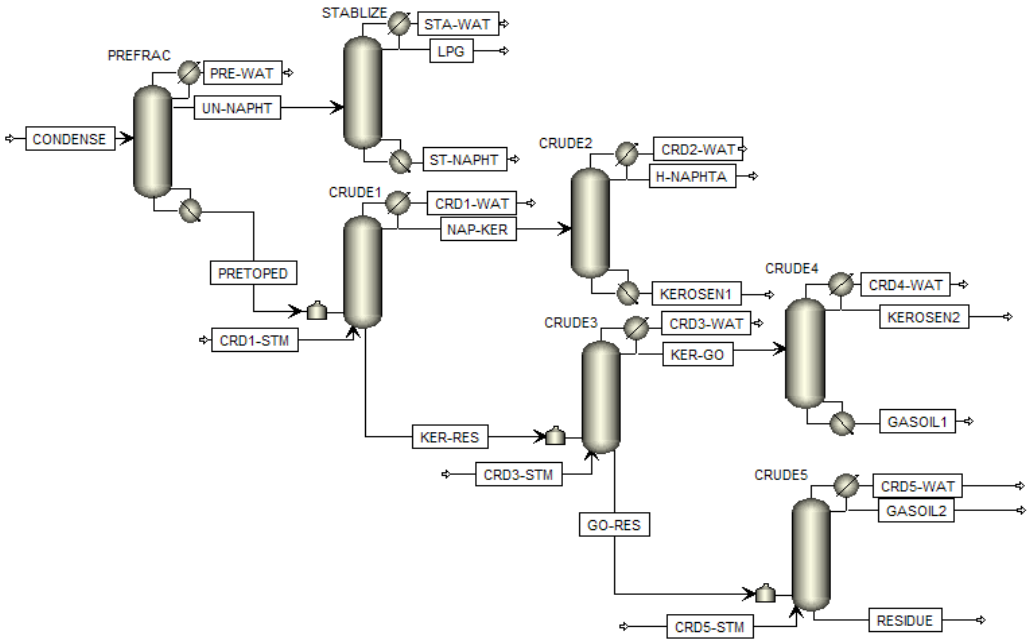
[1] Capital Cost
[2] Annual Capital Cost
[3] Operational Cost
[4] Total Annual Cost

- **تقطیر توزیع شده**

در این قسمت نتایج حاصل از بررسی چیدمان‌های پیش‌رونده و توزیع‌شونده برای نمونه نفت‌خام سبک آورده شـده اسـت. شکل 11 نمایی از شبیه‌سازی واحد تقطیر اتمسفریک متداول به همراه یک پیش‌تبخیرکننده و چیدمان توزیع‌شونده را در نرم‌افزار Aspen plus نشان می‌دهد.



(الف)



(ب)

شکل 11. نمایی از شبیه‌سازی (الف) تقطیر متداول و (ب) چیدمان توزیع شونده در نرم‌افزار Aspen plus

مقایسه میزان هزینه لازم برای یک واحد تقطیر شامل برج‌های اتمسفریک و خلا به ظرفیت 100هزار بشکه در روز نفت‌خام سبک در جدول 12 ارائه شده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود، با وجود افزایش هزینه‌سرمایه‌گذاری برای چیدمان‌های جدید، میزان هزینه عملیاتی برای چیدمان‌های توزیع‌شونده و پیش‌رونده نسبت به چیدمان متداول کاهش می‌یابد. البته با در نظر گرفتن هزینه‌های زیست محیطی (مطابق جدول 2) برای واحد مورد مطالعه میزان کاهش هزینه‌های عملیاتی بسیار قابل‌توجه‌تر می‌گردد. میزان هزینه‌های زیست محیطی با در نظر گرفتن سوخت گاز طبیعی در کوره مورد محاسبه قرار گرفته است. روشن است که استفاده از نفت کوره این مقادیر را افزایش می‌دهد.

جدول12. میزان هزینه خالص لازم برای یک واحد 100هزار بشکه در روز نفت‌خام (واحدهای اتمسفریک و خلا)

		چیدمان توزیع‌شونده	چیدمان پیش‌رونده	چیدمان متداول
هزینه سرمایه‌گذاری	MM$	50/75	52	48
هزینه عملیاتی	MM$/year	14/94	15/83	16
میزان صرفه جویی در هزینه عملیاتی	MM$/year	**1/06**	**0/17**	-
هزینه‌های زیست محیطی	MM$/year	5/75	6/26	7/34
کل هزینه عملیاتی	MM$/year	20/69	22/09	23/34
میزان صرفه‌جویی در کل هزینه عملیاتی	MM$/year	**2/65**	**1/25**	**-**
کل هزینه سرمایه‌گذاری سالیانه	MM$/year	**27/03**	**28/59**	**29/34**

*هزینه‌های زیست محیطی مطابق آنچه در جدول 2 برای سوخت گاز آورده شده است.

مقایسه انجام شده بیانگر قابلیت‌های بیشتر چیدمان توزیع‌شونده در برابر چیدمان پیش‌رونده و چیدمان متداول است. هزینه سرمایه‌گذاری در چیدمان توزیع‌شونده 0/05 و در چیدمان پیش‌رونده 0/08 درصد است. در مقابل کاهش هزینه‌های عملیاتی سالیانه سیستم در چیدمان توزیع‌شونده 6/62 و در چیدمان پیش‌رونده 1/06 کمتر از چیدمان متداول می‌باشد. همچنین میزان کل هزینه عملیاتی (با در نظر گرفتن هزینه‌های زیست محیطی) در چیدمان توزیع‌شونده 11/35 و در چیدمان پیش‌رونده 5/35 درصد کاهش را نشان می‌دهد. در نهایت کل هزینه سرمایه‌گذاری سالیانه برای چیدمان توزیع‌شونده 2/31 و برای چیدمان پیش‌رونده 0/75 میلیون دلار در سال نسبت به چیدمان سنتی نفت‌خام در پالایشگاه‌ها کمتر است.

جمع‌بندی

مطالعه انجام شده بیان‌گر آنست که چیدمان‌های جدید می‌توانند به عنوان گزینه مناسبی برای جایگزینی چیدمان‌های متداول مدنظر قرار گیرند. میزان هزینه سرمایه‌گذاری سالانه کاربرد تقطیر پیش‌رونده برای نمونه نفت‌خام سنگین در نظر گرفته شده در این مطالعه حدود 1/43 میلیون دلار کمتر از فرآیند متداول در پالایشگاه‌های کنونی است؛ و کاربرد آن در تقطیر نفت‌خام سبک 0/33 میلیون دلار افزایش سرمایه‌گذاری را نیازمند است. همچنین با استفاده از چیدمان‌های جدید انعطاف‌پذیری واحد فرآیندی برای افزایش محصولات

مطلوب با توجه به نیاز بازار هدف افزایش می‌یابد. به طوری که بر اساس محاسبات آورده شده در این کار میزان درآمد ناخالص حاصل از فروش محصولات در مورد نمونه سبک نفت‌خام حدود 0/13 میلیون دلار و در مورد نمونه نفت سنگین 12/13 میلیون دلار افزایش را نشان می‌دهد. همچنین مقایسه چیدمان توزیع‌شونده، پیش‌رونده و متداول برای نمونه نفت سبک بیانگر آن است که میزان کل هزینه عملیاتی (با در نظر گرفتن هزینه‌های زیست محیطی) در چیدمان توزیع‌شونده 11/35 و در چیدمان پیش‌رونده 5/35 درصد کاهش را نشان می‌دهد. همچنین کل هزینه سرمایه‌گذاری سالیانه برای چیدمان توزیع‌شونده 2/31 و برای چیدمان پیش‌رونده 0/75 میلیون دلار در سال نسبت به چیدمان متداول در پالایشگاه‌های کنونی کمتر است.

استفاده از مزایای فرآیندهای ارائه شده نیازمند قبول ریسک تجاری سازی این فرآیندها می‌باشد. این نکته حائز اهمیت است که افزایش هزینه انرژی می‌تواند مستقیما محاسبات اقتصادی را تحت تاثیر قرار دهد. همچنین اگر واحد موجود از نظر فیزیکی نیاز به جایگزینی داشته باشد، استفاده از فرآیندهای پیشنهادی می‌تواند به عنوان یک گزینه با صرفه اقتصادی قابل قبول مدنظر قرار گیرد. این گزینه به خصوص در توسعه چند واحدهای کوچک و جایگزین آن‌ها با یک واحد توسعه یافته می‌تواند مورد قبول واقع شود. فرآیند توزیع‌شده و یا پیش‌رونده بدین ترتیب می‌تواند با افزودن برج‌های مورد نیاز در واحد موجود حاصل شود. سپس تغییرات در ساختار فرآیند موجود[5] به منظور بهبود بازده حرارتی با صرف کمترین هزینه سرمایه‌گذاری می‌تواند صورت گیرد. دیواره‌های جداساز نیز می‌تواند در برج‌های موجود با تغییرات جزیی در چیدمان فرآیند قرار گیرند و مبدل‌های موجود نیز می‌تواند در فرآیند تغییر یافته جدید نیز به‌کار گرفته شوند. البته هرکدام از این پیشنهادات در نوسازی واحد باید به‌صورت جداگانه تحت بررسی و ارزشیابی قرار گیرد.

در دنیا یک بازار مناسب برای تکنولوژی‌های نفت‌خام وجود دارد و این یک فرصت مناسب برای صنعت مهندسی و ساختمان در کنار شرکت‌های بین المللی نفت می‌باشد. میزان مصرف نفت‌خام در دهه‌های به طور متوسط هرساله یک تا یک و نیم درصد افزایش می‌یابد [4] و این نیاز به افزایش حجم پالایشی یک میلیون بشکه در روز نفت‌خام را در جهان به‌صورت سالانه بوجود می‌آورد. با توجه به تجربه بزرگ در بخش پالایش در کشور، ظرفیتهای مهندسی گسترده داخلی، توانمندی ساخت ماشین آلات در داخل و امکان سنتز و ارزیابی چیدمان‌های مختلف از منظرهای مختلف با توابع هدف متفاوت میتواند ظرفیت نوآوری بالایی را در فرایندهای پالایشی در کشور ایجاد کرده و زمینه عرضه آن در ابعاد بین المللی را نیز فراهم آورد.

تشکر و قدردانی

این مقاله با حمایت و پشتیبانی شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران اجرا شده است.

[5]Retrofit

منابع

[1] Gary, J.H., Handwerk G.E., Petroleum Refining Technology and Economics, 4th ed., Marcel Dekker Inc., 2001.

[2] پاسبان الف.، قائدیان م.، مقصودی س. انجام برنامه‌ریزی خطی یک پالایشگاه نمونه ایران به منظور ارائه الگوی بهینه پالایش نفت‌خام، پژوهش نفت، شماره 57، 71-62، 1387.

[3] Technical Options for Processing Additional Light Tight Oil Volumes within the United States. A Report by U.S. Energy Information Administration (EIA), April 2015.

[4] Refining U.S. Petroleum, A Survey of U.S. Refinery Use of Growing U.S. Crude Oil Production. A Report by American Fuel & Petrochemical Manufacturers, March 2015.

[5] Facts Global Energy, December 2014.

[6] Foster Wheeler USA Corp., Crude Distillation and Vacuum Flasher, Hydrocarbon Processing, pp. 111, September 1986.

[7] Benali T., Tondeur D., Jaubert J.N., An improved crude oil atmosphe ric distillatio n process for energy integration: Part I: Energy and exergy analyses of the proce ss when a fl ash is installed in the preheating train, App. Therm. Eng., Vol. 32, pp. 125-131, 2012.

[8] Iyengar S., Air Emissions: Vermont Utility to Consider Cost of Pollution, Burlington Free Press, November 30, 1993.

[9] Al-Mayyahi M.A., Hoadley A.F.A., Smith N.E., Rangaiah G.P., Investigating the trade-off between operating revenue and CO2 emissions from crude oil distillation using a blend of two crudes, Fuel, Vol. 90, No. 12, pp. 3577-3585, 2011.

[10] Final Rule for Docket No. 89-752, Public Service Commission of Nevada, Table 2, January 22, 1991.

[11] Wang Y., Hou Y., Gao H., Sun J., Xu S., Selecting the Optimum Predistillation Scheme for Heavy Crude Oils, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 50, pp.10549-10556, 2011.

[12] Ji S., Bagajewicz M., Design of Crude Distillation Plants with Vacuum Units. I. Targeting, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 41, No. 24, pp. 6094-6099, 2002.

[13] Bagajewicz M., Lambeth A., Valtinson G., New Technologies to Enhance the Distillation Yield of Petroleum Fractionation, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 53, No. 44, pp.16937-16947, 2014.

[14] Shankar N., Sivasubramanian V., Arunachalam K., Steady State Optimization and Characterization of Crude Oil Using Aspen HYSYS, Pet. Sci. Technol., Vol. 34, No. 13, pp. 1187-1194, 2016.

[15] Devos A., Gourlia J.P., Paradowski H., Process for Distillation of Petroleum by Progressive Separations, U. S. Patent No. 4664785, May 12, 1987.

[16] Szoke-Kis A., Farkas C.I., Mizsey P., Comprehensive Investigation and Comparison of Refinery Distillation Technologies, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 53, No. 49, pp. 19282-19292, 2014.

[17] Nag A., Distillation and Hydrocarbon Processing Practices, PennWell Corporation, USA, 2016.

[18] Manley D.B., Chan P.S., Crawford D.B., Thermodynamic Analysis of Ethylene Plant Distillation Columns, Proceedings of the 4th Ethylene Producers Conference, A.I.Ch.E, pp. 1-25, March 31-April 1, 1992.

[19] Asprion N., Kaibel G., Dividing Wall Columns: Fundamentals and Recent Advances,

Chem. Eng. Process., Vol. 49, No. 2, pp. 139-146, 2010.
[20] Staak D., Grutzner T., Schwegler, Roederer D., Dividing Wall Column for industrial Multi Purpose Use, Chem. Eng. Process., Vol. 75, pp. 48-75, 2014.
[21] Dejanovic I., Matijasevic, L.J., Olujic Z., Dividing Wall Columns- A Breathrough Towards Sustainable Distilling, Chem. Eng. Process., Vol. 49, No. 6, pp. 559-580, 2010.
[22] Smith R., Chemical Process Design and Integration, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., Asia, 2016.
[23] Ibrahim D., Jobson M., Guillen-Gosalbez G., Optimization-Based Design of Crude Oil Distillation Units Using Rigorous Simulation Models, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 56, No. 23, pp. 6728-6740, 2017.
[24] Luyben W.L., Distillation Design and Control Using Aspen Simulation, John Wiley & Sons, Inc., New York, 2013.
[25] Donahue M.M., Roach B.J., Downs J.J., Blevins T., Baldea M., Eldridge R.B., Dividing Wall Columns Control: Common Practices and Key Findings, Chem. Eng. Process., Vol. 107, pp. 106-115, 2016.
[26] Seader J.D., . Henley E.J., Keith Roper D., Separation Process Principles, Chemical and Biochemical Operations, 3rd ed., John Wiley & Sons, Inc., New York, 2011.
[27] Douglas J.M., Conceptual Design of Chemical Processes, McGraw-Hill, New York, 1988.
[28] Seider W.D., Seader J.D., Lewin D.R., Widagdo S., Product and Process Design Principles, 3rd ed., John Wiley and Sons, Inc., Asia, 2010.