



شهرک فناوری صنایع غذایی و بیوتکنولوژی شمالشرق

شهرک فناوری صنایع غذایی و بیوتکنولوژی شمالشرق کشور

سمینار آشنایی با

"راهکارهای بهینه سازی و کاهش مصرف گاز در فرآیند تولید شکر"

۱۴۰۳/۱۱/۱۲

((فهرست مطالب))

- 1: مقدمه
- 2: مقدار و موارد مصرف گاز در فرآیند تولید شکر
- 3: مقدار گاز مصرفی در کوره آهک
- 4: مقدار گاز مصرفی در تفاله خشک‌کن
- 5: مقدار گاز مصرفی در بویلرها (کوره‌های بخار)
- 6: تعریف انرژی بالانس (Energy Balance)
- 7: موازنه مواد در فرآیند تولید شکر
- 8: موازنه انرژی در فرآیند تولید شکر
- 9: محاسبه مقدار بخار مورد نیاز مبدل‌های حرارتی با استفاده از انرژی بالانس
- 10: محاسبه مقدار بخار مورد نیاز وکیوم پن‌ها با استفاده از انرژی بالانس
- 11: محاسبه مقدار بخار مورد نیاز اواپراسیون با استفاده از انرژی بالانس
- 12: راهکارهای بهینه‌سازی و کاهش مصرف گاز در فرآیند تولید
 - 1-12: افزایش دمای شربت رقیق
 - 2-12: افزایش بریکس شربت رقیق
 - 3-12: افزایش بریکس شربت غلیظ

4-12): برگشت سربخار بالن ها به سیستم اواپراسیون

5-12): استفاده هر چه بیشتر از سربخارات بدنه های آخر اواپراسیون

6-12): استفاده حداکثری از انرژی آب کندانس

7-12): استفاده از انرژی های تلف شده

1): مقدمه

- گاز طبیعی متان (CH_4)، اصلی ترین حامل انرژی است که در ایران مورد استفاده قرار می گیرد.
- حدود 70% انرژی مورد نیاز در ایران از طریق گاز طبیعی تامین می شود.

جدول زیر منابع تامین انرژی در ایران و جهان را بصورت مقایسه ای نشان می دهد.

سهم گاز در سبد انرژی ایران و جهان

ایران	جهان	منابع انرژی
28%	29.5%	نفت
0.6%	26.8%	زغال سنگ
70.4%	23.7%	گاز
0.7%	15%	انرژی تجدید پذیر
0.3%	5%	سایر

با توجه به جدول فوق با افزایش سهم انرژی‌های تجدیدپذیر، میتوان از گاز بعنوان ماده اولیه در کارخانه‌های پتروشیمی بمنظور تولید محصولات پتروشیمی استفاده نمود تا ارزش افزوده پیدا کند.

"گاز برای ساختن نه برای سوختن"

الویت استفاده از گاز طبیعی به شرح زیر می‌باشد:

- 1) بعنوان ماده اولیه و یا خوراک واحدهای پتروشیمی و تبدیل آن به محصولات با ارزش (ایجاد ارزش افزوده).
- 2) بعنوان سوخت در واحدهای تولیدی (کارخانه قند) و در نتیجه تولید محصولات با ارزش مانند شکر و تفاله خشک (ایجاد ارزش افزوده).
- 3) بعنوان سوخت در نیروگاه‌ها بمنظور تولید برق.
- 4) بعنوان سوخت جهت گرمایش و طبخ در بخش خانگی، مجتمع‌های تجاری و اداری، که در این حالت ارزش افزوده‌ای برای ما ایجاد نمی‌کند.

2) مقدار و موارد مصرف گاز در فرآیند تولید شکر

بطور معمول مقدار مصرف گاز در کارخانه‌های قند کشور حدود 90 m^3 بازاء هر تن چغندر مصرفی

$90 \text{ m}^3 \text{ Gas/ton Beet}$ می‌باشد. موارد مصرف گاز در فرآیند تولید شکر بشرح زیر است:

- کوره آهک جهت تکلیس سنگ آهک بمنظور تولید آهک.

- تفاله خشک کن جهت خشک کردن تفاله دوم چغندر.
- بویلرها برای تولید بخار سوپرهیت و تولید برق در نیروگاه.

(3): مقدار گاز مصرفی در کوره آهک

بر اساس محاسبات انجام شده مقدار گاز مصرفی نسبت به چغندر در کوره آهک با فرض مصرف سنگ آهک 7% چغندر مصرفی بصورت زیر است:

$$5.5 \text{ m}^3\text{Gas/ton Beet } \{(77-79) \text{ m}^3\text{Gas/1 ton Kalk Stein}\}$$

(4): مقدار گاز مصرفی در تفاله خشک کن

بر اساس محاسبات انجام شده مقدار گاز مصرفی نسبت به چغندر در تفاله خشک کن با فرض مقدار تفاله خشک 6-8% نسبت به چغندر مصرفی بصورت زیر می باشد:

$$(18-22) \text{ m}^3\text{Gas/ton Beet}$$

(5): مقدار گاز مصرفی در بویلرها (کوره های بخار)

بر اساس محاسبات انجام شده و در نظر گرفتن راندمان بویلرها مقدار گاز مصرفی نسبت به تن بخار تولیدی در بویلرها بطور تقریبی بصورت زیر است:

$$90 \text{ m}^3\text{Gas/ton Steam}$$

مقدار گاز مصرفی در بویلرها بستگی به میزان بخار تولیدی و یا مورد نیاز دارد.

با توجه به اینکه بخار سوپرهیت تولیدی در بویلر مستقیماً در بخش توربین جهت تولید برق مصرف می‌شود لذا بخار مورد نیاز بستگی انرژی الکتریکی (برق) مورد نیاز فرآیند تولید دارد:
بر اساس آمار بدست آمده از کارخانه‌های قند کشور مقدار انرژی الکتریکی (برق) مورد نیاز کارخانه نسبت به چغندر مصرفی بصورت زیر است:

(35-40) KW/ton Beet

و از طرفی بطور معمول در توربین‌های برق کارخانه‌های قند داریم:

(14-15) Kg Steam / 1 KW or (14-15) ton Steam / 1 MW

مصرف گاز برای تولید هر تن بخار سوپرهیت بصورت زیر است:

90 m³Gas/ton Steam

مثال: محاسبه نسبت گاز مصرفی به چغندر مصرفی و همچنین نسبت بخار مصرفی به چغندر در یک کارخانه به ظرفیت 3000 ton/day مصرف چغندر:

مقدار گاز مصرفی در کوره آهک: **5.5 m³ Gas/ton Beet**

$$5.5 \frac{m^3 \text{ Gas}}{\text{ton Beet}} \times 3000 \frac{\text{ton Beet}}{\text{day}} = 16,500 \frac{m^3 \text{ Gas}}{\text{day}}$$

مقدار گاز مصرفی در تفاله خشک کن: $20 \text{ m}^3 \text{ Gas/ton Beet}$

$$20 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{ton Beet}} \times 3000 \frac{\text{ton Beet}}{\text{day}} = 60,000 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}}$$

مصرف گاز در بویلرها:

از طریق برق مورد نیاز کارخانه:

محاسبه انرژی الکتریکی مورد نیاز: $(35-40) \text{ KW/ton Beet}$

$$35 \frac{\text{KW}}{\text{ton Beet}} \times 3000 \frac{\text{ton Beet}}{\text{day}} = 105,000 \frac{\text{KW}}{\text{day}} \times \frac{1 \text{ day}}{24 \text{ hr}} = 4,375 \text{ KWh} \\ = 4.4 \text{ MWh}$$

محاسبه مقدار بخار مورد نیاز: $(14-15) \text{ ton Steam / 1 MW}$

$$14 \frac{\text{ton Steam}}{\text{MWh}} \times 4.4 \text{ MWh} = 61.6 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} = 1,478 \frac{\text{ton Steam}}{\text{day}}$$

در بالا گفته شده که مقدار مصرف گاز برای تولید هر تن بخار سوپرهیت بصورت زیر است:

$90 \text{ m}^3 \text{ Gas/ton Steam}$

لذا گاز مصرفی برای تولید بخار مورد نیاز بصورت زیر محاسبه می گردد:

$$90 \frac{m^3 Gas}{ton Steam} \times 61.6 \frac{ton Steam}{hr} = 5,544 \frac{m^3 Gas}{hr} \times \frac{24 hr}{day} \\ = 133,056 \frac{m^3 Gas}{day}$$

مجموع سه ایتیم محاسبه شده کل گاز مصرفی در کارخانه می باشد:

$$16,500 \frac{m^3 Gas}{day} + 60,000 \frac{m^3 Gas}{day} + 133,056 \frac{m^3 Gas}{day} = 209,556 \frac{m^3 Gas}{day}$$

محاسبه نسبت گاز مصرفی به چغندر:

$$\frac{m^3 Gas}{ton Beet} = \frac{209,556 \frac{m^3 Gas}{day}}{3000 \frac{ton Beet}{day}} = 69,8 \frac{m^3 Gas}{ton Beet}$$

محاسبه نسبت بخار مصرفی به چغندر:

$$\frac{\text{ton Steam}}{\text{ton Beet}} = \frac{1,478}{3000} \frac{\text{ton Steam}}{\text{ton Beet}} \frac{\text{day}}{\text{day}} = 0.492 \frac{\text{ton Steam}}{\text{ton Beet}} = 49.2 \% \text{ Beet}$$

در صورتیکه عملاً مقدار گاز مصرفی نسبت به چغندر و بخار مصرفی نسبت به چغندر در کارخانه‌های قند کشور بیشتر است و دلیل آن میتوان به رعایت نکردن بالانس انرژی و اصول بهینه سازی انرژی در فرآیند اشاره نمود.

در بهترین حالت مقدار مصرف گاز در کارخانه‌های قند کشور حدود $90 \text{ m}^3\text{Gas/ton Beet}$ می‌باشد. یعنی برای یک کارخانه به ظرفیت 3000 ton/day مصرف چغندر مقدار گاز مصرفی و قیمت آن بصورت زیر است:

$$90 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{ton Beet}} \times 3000 \frac{\text{ton Beet}}{\text{day}} = 270,000 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}}$$

قیمت گاز در سال 1404 : حدود 1300 toman/m^3

بنابراین مبلغی که کارخانه باید در روز بابت مصرف گاز پرداخت نماید بصورت زیر است:

$$270,000 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}} \times 1300 \frac{\text{toman}}{\text{m}^3 \text{ Gas}} = 351,000,000 \frac{\text{toman}}{\text{day}}$$

لذا با آموزش و رعایت پارامترهای تکنولوژیکی و فنی و انرژی بالانس قطعاً میتوان مقدار قابل توجهی از این مبلغ صرفه جویی نمود.

فواید بهینه‌سازی مصرف گاز در کارخانه بشرح زیر است:

- کاهش قیمت تمام شده شکر و در نتیجه افزایش سود کارخانه.
- حفظ ذخایر گازی کشور و تحویل به نسل آینده.
- استفاده از آن بعنوان خوراک محصولات پتروشیمی (افزایش ارزش افزوده).
- کاهش آلوده‌گی‌های زیست محیطی (CO_2 , CO).

6: تعریف انرژی بالانس (Energy Balance)

همانگونه که می‌دانیم یکی از وظایف اواپراسیون علاوه بر تلغیظ شربت و تامین آب کندانس، تامین انرژی حرارتی (بخار) مورد نیاز برای فرآیند تولید است لذا انرژی بالانس به معنای برقراری تعادل بین حداقل انرژی حرارتی مورد نیاز برای فرآیند تولید و انرژی حرارتی تولید شده در اواپراسیون است، یا به عبارتی حداقل بخار مورد نیاز برای فرآیند تولید و سربخار تولید شده در اواپراسیون.

در صورت عدم برقراری این تعادل، مشکلات زیر در اواپراسیون اتفاق می‌افتد:

- افزایش مصرف بخار در بدنه اول، افزایش گاز مصرفی در بویلرها، افزایش هزینه‌های انرژی.

- کاهش بریکس شربت غلیظ، افزایش زمان طباحی، افزایش مصرف بخار در طباحی، افزایش ضایعات شکر، کاهش کیفیت محصول، کاهش ظرفیت مصرف چغندر.
 - کاهش مقدار آب کندانس تولیدی، استفاده از آب تصفیه و یا آب خام در بویلرها، افزایش رسوب در بویلرها، کاهش راندمان بویلرها، افزایش هزینه های تعمیر و نگهداری
- مراحل انجام انرژی بالانس بشرح زیر است:

7): موازنه مواد در فرآیند تولید شکر

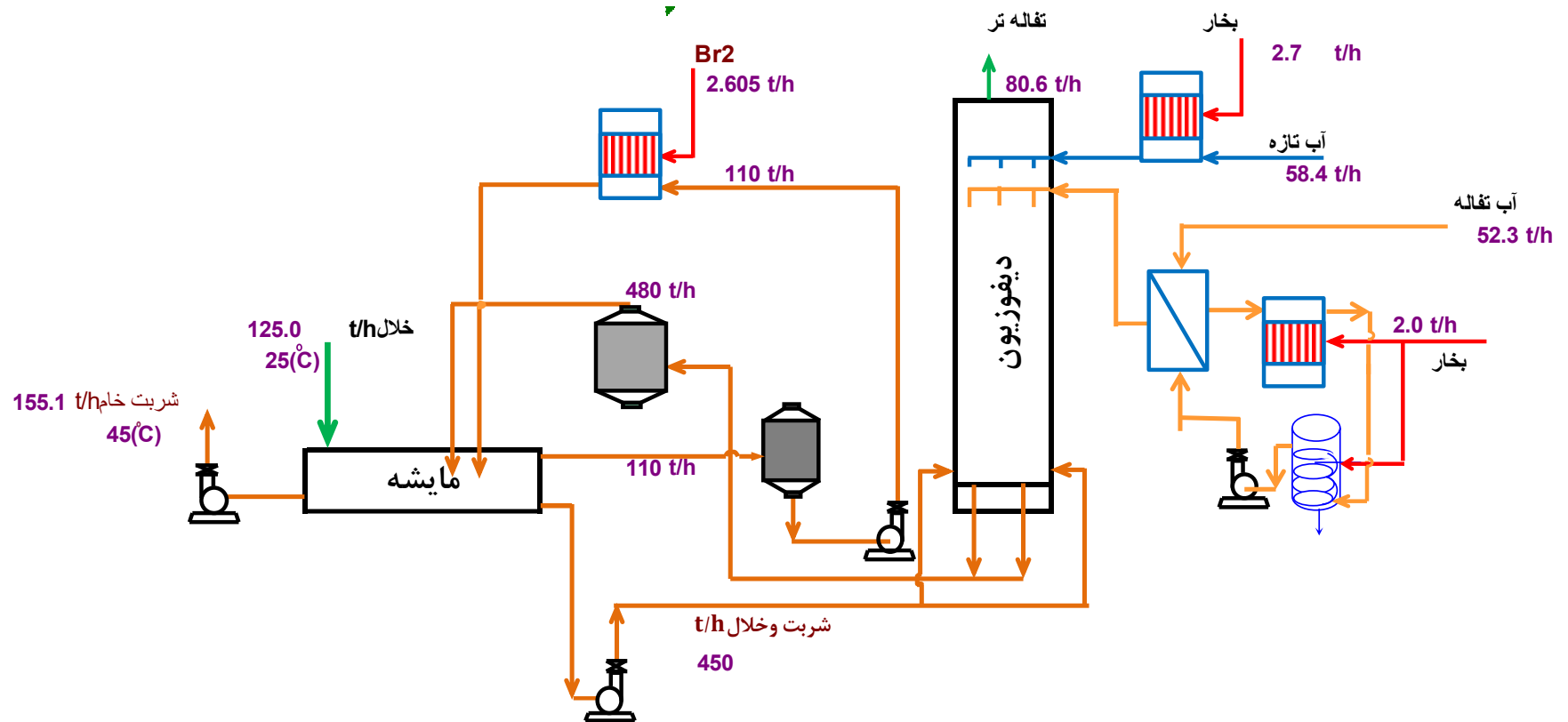
- قبل از انجام انرژی بالانس، باید معادلات موازنه مواد بمنظور تعیین مقادیر در جریان برای هر بخش نوشته شود. مراحل آن بشرح زیر است:
- معادله موازنه جرم کلی ورودی به و خروجی از فرآیند.
 - معادله موازنه جرم ماده خشک ورودی به و خروجی از فرآیند.
 - معادله موازنه جرم قند ورودی به و خروجی از فرآیند.
- بمنظور نوشتن معادلات فوق از اطلاعاتی مانند ظرفیت مصرف چغندر، بریکس ($BX\%$)، درصد قند ($Pol\%$)، درجه خلوص ($Q\%$)، قلیایی ($Alk\%$) و دانسیته (p) استفاده می شود.
- از حل معادلات فوق مقادیر در جریان نامعلوم فرآیند مشخص می شود.

نتایج این محاسبات در جداول جداگانه‌ای برای هر بخش ثبت می‌گردد. این بخش‌ها عبارتند از: استخراج شربت (دیفوزیون)، تصفیه شربت خام (دیفیکاسیون، ساتراسیون و فیلتراسیون)، تغلیظ شربت (اوپراسیون) و کریستالیزاسیون (طباخی).

اطلاعات بدست آمده از بخش دیفوزیون مقادیر معلوم ورودی به بخش تصفیه شربت بوده و اطلاعات بدست آمده از بخش تصفیه شربت مقادیر معلوم ورودی به بخش تغلیظ شربت بوده اطلاعات بدست آمده از بخش تغلیظ شربت مقادیر معلوم ورودی به بخش کریستالیزاسیون می‌باشد.

مثال: در مثال زیر مقادیر در جریان برای کارخانه به ظرفیت مصرف چغندر 3000 ton/d برای بخش‌های استخراج شربت، تصفیه شربت، اوپراسیون، کریستالیزاسیون و آبهای کندانس با استفاده از معادلات موازنه جرم محاسبه شده و در جداول جداگانه‌ای ثبت شده است:

شماتیک قسمت دیفوزیون و محاسبات مربوطه



موازنه مواد بخش دیفوزیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)

ظرفیت 3000 (t/d)

مشخصات		خلال	آب تازه	تفاله تر	تفاله پرس شده	آب تفاله	شربت خام
		B.S	FW	ExPu	PrPu	PW	RaJ
دبی وزنی	m (t/h)	125.00	58.39	80.62	28.33	52.29	155.06
درصد نسبت به چغندر مصرفی	(%)	100.00	46.71	64.50	22.66	41.84	124.05
دمای اولیه	t °C	25.00	25.00	68.00	52.00	40.00	45.00
ماده خشک %	TS (%)	25.00		8.00	20.00	1.50	16.50
قند %	Z(%)	18.50		1.07	0.80	1.22	14.77
دمای مطلوب	t(Opt) °C	25.00	68.00	68.00	52.00	70.00	45.00

موازنه مواد بخش تفاله خشک کن (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)

ظرفیت		3000 ton/d			
مشخصات		تفاله پرس شده	ملاس	آب تبخیر شده	تفاله خشک
		PrPu	Mel	ExPu	PrPu
دبی وزنی	m (t/h)	28.33	2.47	22.22	8.58
درصد نسبت به چغندر مصرفی	(%)	22.66	1.98	17.78	6.86
ماده خشک %	TS (%)	20.00	83.10	0.00	90.00
قند %	Z(%)	0.80	49.83	0.00	17.00

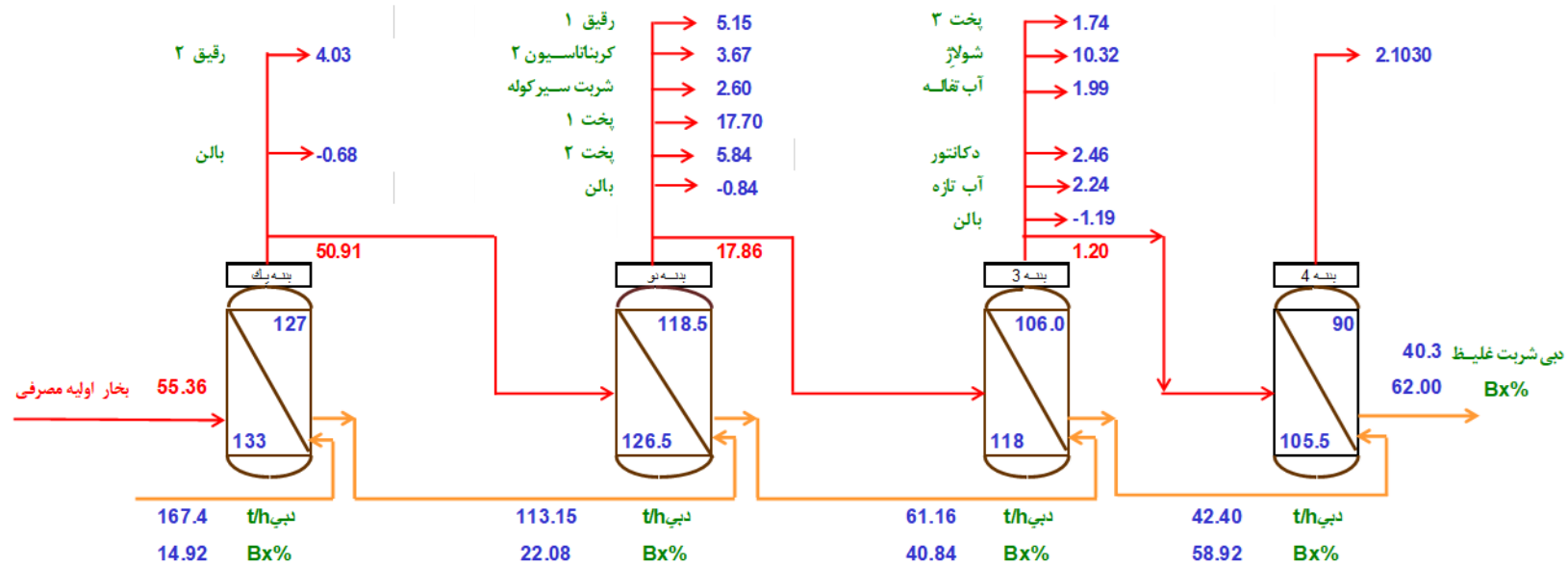
موازنه مواد بخش تصفیه شربت خام (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)

اکتیویته (%)	80.00
آب شستشوی نسبت به گل %	80.00
ضریب تصفیه (%)	17.00
گل برگشتی نسبت به چغندر (%)	10.00

ظرفیت 3000(t/d)

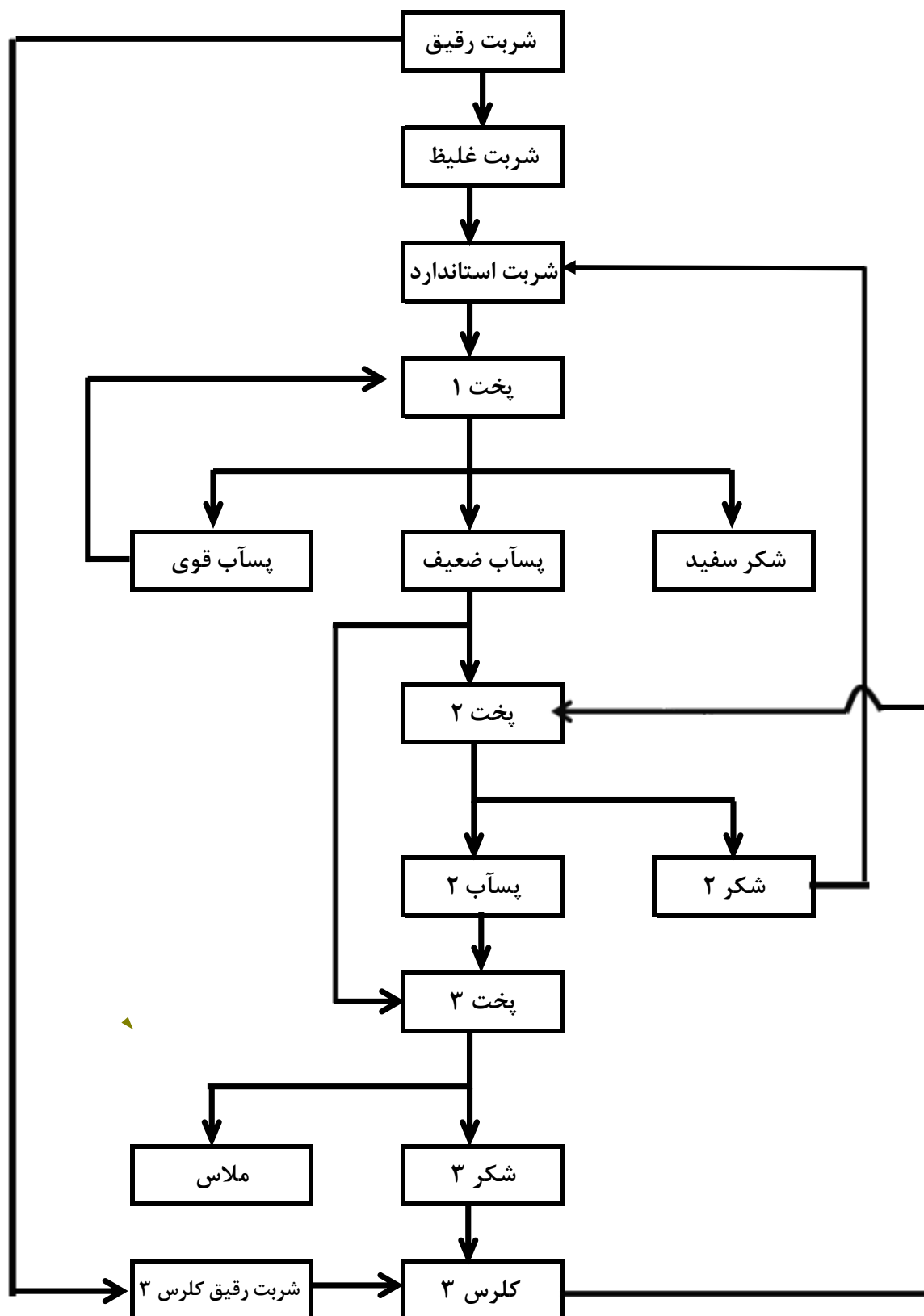
شرح	شربت خام	شیر آهک ۱	شیر آهک ۲	شیر ساکارات	پر شولاز	شولاز	کربناتاسیون ۱	رقیق ۱	گل برگشتی	گل خروجی	آب شستشو گل	کربناتاسیون ۲	گل کربناتاسیون ۲	رقیق ۳
m (t/h)	155.06	3.51	10.95	0.00	171.07	182.02	182.37	168.23	12.50	8.21	6.57	168.19	0.77	167.42
m(kg/dtR)	124.05	2.81	8.76	0.00	136.85	145.62	145.90	134.58	10.00	6.57		134.55	0.62	133.93
BX (%)	16.50	36.46	36.46	32.75	18.37	19.46	20.30	15.02	36.46	50.00		15.00	32.75	14.92
Pol (%)	14.77									1.00				13.63
Alk (grCaO/100cc)					0.25	1.30	0.09	0.09				0.02		
°Be		20.00	20.00	18.00					20.00				18.00	
Q (%)	89.50				72.87	64.65								91.33

محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



	Bx%	سطح حرارتی محاسبه شده (تلیگ فیلم) مورد نیاز	سطح حرارتی محاسبه شده (روبرت) مورد نیاز
		m ²	m ²
بند یک	22.08	2264	
بند دو	40.84	3470	
بند سه	58.92	1654	
بند چهار	62.00	217	
مجموع		7605	

شماتیک فرآیند کریستالیزاسیون



موازنه مواد بخش کریستالیزاسیون

ظرفیت 3000 (t/d)

	BX	Pol	Q	m (t/h)	m _{BX}	m _{pol}
شربت رقیق کل	14.92	13.63	91.33	167.42	24.98	22.82
شربت رقیق برای غلیظ	14.92	13.63	91.33	155.94	23.27	21.25
شربت غلیظ	62.00	56.63	91.33	37.53	23.27	21.25
شربت استاندارد	62.33	58.35	93.61	56.01	34.91	32.68
پخت یک	90.21	84.30	93.45	41.19	37.16	34.73
شکر سفید	100.00	100.00	100.00	19.57	19.57	19.57
پس آب قوی	78.00	70.98	91.00	2.88	2.25	2.05
پس آب ضعیف کل	80.00	70.16	87.70	19.17	15.34	13.45
پس آب ضعیف به پخت ۳	80.00	70.16	87.70	1.42	1.14	1.00
پس آب ضعیف به پخت ۲	80.00	70.16	87.70	17.75	14.20	12.45
پخت دو	91.00	79.09	86.92	23.24	21.15	18.38
شکر دو	97.00	95.93	98.90	10.83	10.50	10.38
پس آب دو	81.40	61.13	75.10	10.90	8.87	6.66
شربت رقیق کلرس ۲	14.92	13.63	91.33	7.66	1.14	1.04
کلرس شکر دو	63.00	61.84	98.16	18.48	11.64	11.43
پخت سه	92.00	70.41	76.53	10.88	10.01	7.66
ملاس	83.10	49.83	59.96	6.51	5.41	3.24
شکر سه	96.00	92.16	96.00	4.79	4.60	4.42
شربت رقیق کلرس ۳	14.92	13.63	91.33	3.83	0.57	0.52
کلرس شکر سه	60.00	57.60	96.00	8.62	5.17	4.94

مقدار بخار حاصل از فلش شدن آب کندانس در بالن ها

58.51	0.68	54.9	0.84	52.8	1.19	19.96	0.57
Br.1	Br.2	Br.3	Br.4				
نوع آب کندانس	بالتن یک	بالتن دو	بالتن سه	بالتن چهار			
بدنه یک	55.36						
بدنه دو		50.91					
بدنه سه			17.86				
بدنه چهار				1.20			
بدنه پنج							
پخت یک			17.70				
پخت دو			5.84				
پخت سه				1.74			
مبدل آب تازه				2.24			
مبدل ۳ رقیق	3.15						
مبدل ۲ رقیق		4.03					
مبدل ۱ رقیق			5.15				
مبدل شولاژ ۲							
مبدل شولاژ ۱				10.32			
مبدل سیرکولاسیون			2.60				
مبدل آب تقاله				1.99			
مبدل شربت خام							
مبدل کربناتاسیون ۲			3.67				
فیلتر دکانتور				2.46			
استاندارد							
مجموع	58.51	54.94	52.83	19.96			

(8): موازنه انرژی در فرآیند تولید شکر

موازنه انرژی فقط برای بخش‌هایی از فرآیند که مصرف کننده انرژی حرارتی (بخار) هستند نوشته می‌شود. مانند مبدل‌های حرارتی، وکیوم‌پن‌ها و بدنه‌های اواپراسیون.

بمنظور نوشتن معادلات موازنه انرژی از اطلاعاتی مانند مقادیر در جریان بخش موازنه مواد $m_{\text{ton/hr}}$ و انتالپی $h_{\text{kJ/kg}}$ و اتلافات حرارتی استفاده می‌شود.

معادلات موازنه انرژی برای یک سیستم (حجم کنترل) بصورت زیر است:

انرژی ورودی به حجم کنترل توسط جریانهای ورودی = انرژی خروجی از حجم کنترل توسط جریانهای خروجی + انرژی تلف شده (اتلافات حرارتی)

$$m_{\text{Input}} \times h_{\text{Input}} = m_{\text{Output}} \times h_{\text{Output}} + E_{\text{Loss}}$$

با توجه به اینکه اتلافات حرارتی قابل محاسبه نمی‌باشند آنرا بصورت درصدی از کل انرژی در نظر می‌گیریم. لذا معادله فوق بصورت زیر نوشته می‌شود:

$$m_{\text{Input}} \times h_{\text{Input}} = m_{\text{Output}} \times h_{\text{Output}}$$

9: محاسبه مقدار بخار مورد نیاز مبدل‌های حرارتی با استفاده از انرژی بالانس

برای یک مبدل حرارتی معادلات موازنه انرژی بصورت زیر نوشته می‌شود:
(اتلافات حرارتی در نظر گرفته نمی‌شود.)

انرژی ورودی به مبدل توسط جریانهای ورودی = انرژی خروجی از مبدل توسط جریانهای خروجی

$$m_{Syrup\ in} \times h_{Syrup\ in} + m_{Steam} \times h_{Steam} \\ = m_{Syrup\ out} \times h_{Syrup\ out} + m_{Codensate} \times h_{Codensate}$$

از حل معادله فوق مقدار بخار مورد نیاز مبدل محاسبه می‌شود.
سپس با محاسبه گرمای انتقال یافته سطح حرارتی مبدل محاسبه می‌گردد.
پس از محاسبه سطح حرارتی مبدل، تعداد لوله‌ها و تعداد پاس‌ها و ... در مبدل محاسبه می‌شود.

محاسبه مقدار بخار مورد نیاز مبدل های حرارتی (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)

ظرفیت 3000(t/d)

ردیف	مبدل های حرارتی	دبی وزنی	ماده خشک	دمای اولیه	دمای ثانویه	نوع بخار مصرفی	دمای بخار	دمای آب کندانس	specific enthalpy C (kj/kg)	specific enthalpy C (kj/kg)	specific enthalpy r(kj/kg)	مقدار بخار مصرفی	مقدار بخار مورد نیاز
		t/h	%	°C	°C		°C	°C	ورودی	خروجی		t/h	t/h
1	آب تازه	58.4	0.0	45.0	65.0	Br3	103.00	91.0	188.41	272.14	2249.00	2.17	2.24
2	آب تفاله	52.3	1.5	70.0	90.0	Br3	103.0	97.3	290.63	373.76	2249.00	1.93	1.99
3	شربت سیرکوله	110.4	16.5	72.0	85.32	Br3	103.0	96.9	274.26	325.71	2249.00	2.53	2.60
5	شولاژ	171.1	18.4	50.0	85.0	Br3	103.0	94.1	187.47	319.22	2249.00	10.02	10.32
7	قبل از دکانطور	182.4	20.3	80.0	88.0	Br3	103.0	98.3	298.72	328.17	2249.00	2.39	2.46
8	کربناتاسیون ۲	168.2	15.0	83.0	95.0	Br2	115.5	108.9	320.77	367.72	2214.85	3.57	3.67
9	رقیق ۱	167.4	14.9	85.0	102.0	Br2	115.5	110.0	327.51	393.70	2214.85	5.00	5.15
10	رقیق ۲	167.4	14.9	102.0	115.0	Br1	124.0	120.1	393.10	444.29	2190.90	3.91	4.03
11	رقیق ۳	167.4	14.9	115.0	125.0	Da	133.0	129.8	444.29	483.83	2164.80	3.06	3.15

10) محاسبه مقدار بخار مورد نیاز و کیوم پن ها با استفاده از انرژی بالانس

برای یک و کیوم پن معادلات موازنه انرژی بصورت زیر نوشته می شود:
(اتلافات حرارتی در نظر گرفته نمی شود).

انرژی ورودی به و کیوم پن توسط جریانهای ورودی = انرژی خروجی از و کیوم پن توسط جریانهای خروجی

$$\begin{aligned} m_{Syrup\ in} \times h_{Syrup\ in} + m_{Steam} \times h_{Steam} \\ = m_{Magma\ out} \times h_{Magma\ out} + m_{Vapor} \times h_{Vapor} \\ + m_{Codensate} \times h_{Codensate} \end{aligned}$$

از حل معادله فوق مقدار بخار مورد نیاز و کیوم پن محاسبه می شود.

11) محاسبه مقدار بخار مورد نیاز اواپراسیون با استفاده از انرژی بالانس

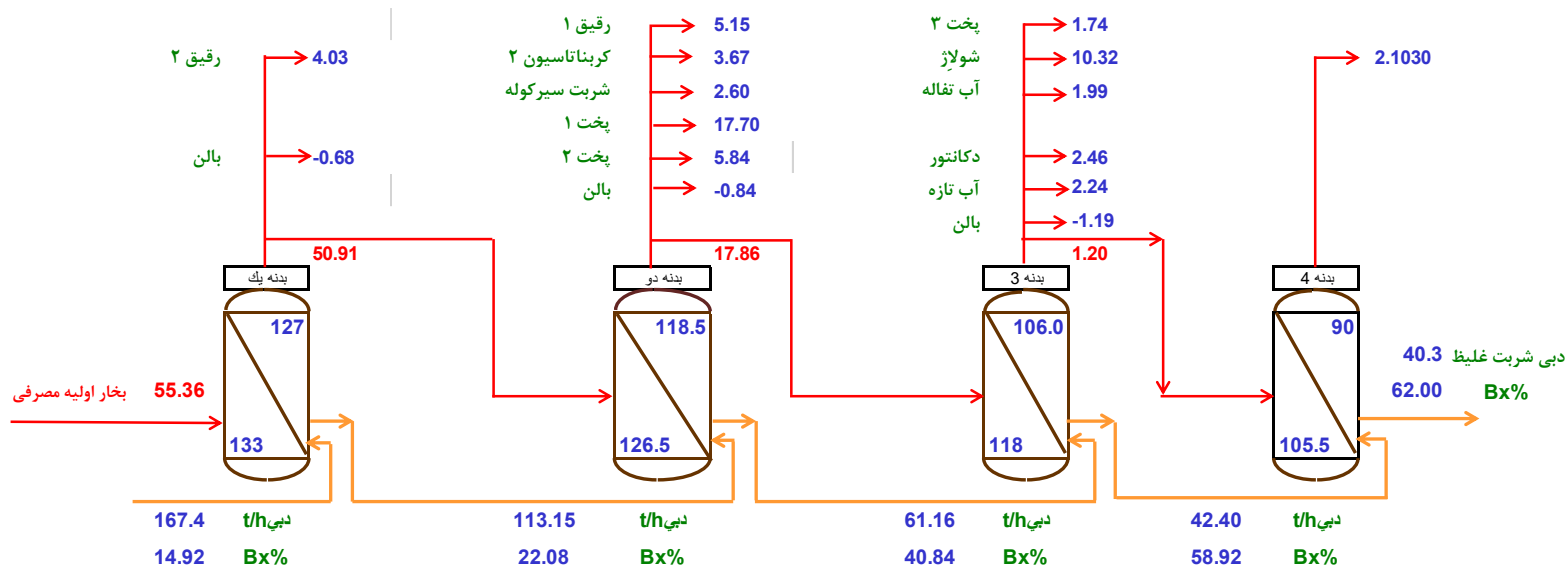
با توجه به اینکه اواپراسیون ها در ایران دارای حداقل 4 و حداکثر 5 بدنه می باشند، لذا باید برای هر بدنه بصورت جداگانه انرژی بالانس نوشت و قوانین زیر باید رعایت شود:

- قراردادن مقادیر بخار مصرفی هر یک از مبدل ها روی بدنه ها با توجه به نوع سربخار مصرفی.
- قراردادن مقادیر بخار مصرفی هر یک از و کیوم پن ها روی بدنه ها با توجه به نوع سربخار مصرفی.
- قراردادن بریکس شربت غلیظ مورد نظر در بدنه چهارم

- حدس زدن مقدار سربخار بدنه چهارم
- محاسبه مقدار شربت ورودی به بدنه چهارم با استفاده از متریکال بالانس.
- نوشتن معادلات موازنه انرژی برای بدنه چهارم و محاسبه مقدار سربخار بدنه سوم ورودی به بدنه چهارم

- تکرار محاسبات فوق برای کلیه بدنه ها و در نهایت محاسبه مقدار بخار بدنه اول.
- تست محاسبات فوق با استفاده از متریکال بالانس سربخارت و تفاوت وزن شربت رقیق و غلیظ.
- جابجایی سربخارات و محاسبه مقدار بخار ورودی به بدنه اول.
- محاسبه سطح حرارتی تک تک بدنه ها با استفاده از مقدار بخار ورودی به هر یک از بدنه ها
- حالت دیگر اینکه سطح بدنه ها موجود و ثابت است و ما باید سربخارات را طوری جابجا نماییم که سطح موجود جوابگو باشد.

محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



	Bx%	سطح حرارتی محاسبه شده (فالینگ فیلم) مورد نیاز	سطح حرارتی محاسبه شده (فالینگ فیلم) مورد نیاز
		m ²	m ²
بدنه یک	22.08	2264	
بدنه دو	40.84	3470	
بدنه سه	58.92	1654	
بدنه چهار	62.00	217	
مجموع		7605	

محاسبه سطح حرارتی مبدل‌ها

سطوح مبدل‌های حرارتی (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)

ظرفیت 3000(t/d)

ردیف	مبدل‌های حرارتی	دبی وزنی	ماده خشک	دمای اولیه	دمای ثانویه	نوع بخار مصرفی	دمای بخار	دمای آب کندانس	specific enthalpy C (kj/kg)	specific enthalpy C (kj/kg)	مقدار بخار مصرفی	specific enthalpy r(kj/kg)	بخار محاسبه شده	مقدار بخار مورد نیاز	KWert لوله ای	KWert صفحه ای	سطح حرارتی محاسبه شده (صفحه ای) مورد نیاز	سطح حرارتی محاسبه شده (لوله ای) مورد نیاز
		t/h	%	°C	°C		°C	°C	ورودی	خروجی	t/h		t/h	t/h	kw/C.m ²	kw/C.m ²	m ²	m ²
1	آب تازه	58.4	0.0	45.0	65.0	Br3	103.00	91.0	188.41	272.14	2.17	2249.00	2.18	2.24	800	2000	20.67	52
2	آب تفاله	52.3	1.5	70.0	90.0	Br3	103.0	97.3	290.63	373.76	1.93	2249.00	1.95	1.99	600	1500	57	143
3	شربت سیرکوله	110.4	16.5	72.0	85.32	Br3	103.0	96.9	274.26	325.71	2.53	2249.00	2.75	2.60	600	1300	74	160
5	شولاز	171.1	18.4	50.0	85.0	Br3	103.0	94.1	187.47	319.22	10.02	2249.00	11.18	10.32	600	1200	209	419
7	قبل از دکتور	182.4	20.3	80.0	88.0	Br3	103.0	98.3	298.72	328.17	2.39	2249.00	2.72	2.46	700	2000	55	156
8	کربناتلسیون ۲	168.2	15.0	83.0	95.0	Br2	115.5	108.9	320.77	367.72	3.57	2214.85	3.83	3.67	700	2000	50	144
9	رقیق ۱	167.4	14.9	85.0	102.0	Br2	115.5	110.0	327.51	393.70	5.00	2214.85	5.40	5.15	800	2000	101	252
10	رقیق ۲	167.4	14.9	102.0	115.0	Br1	124.0	120.1	393.10	444.29	3.91	2190.90	4.17	4.03	800	2000	113	283
11	رقیق ۳	167.4	14.9	115.0	125.0	Da	133.0	129.8	444.29	483.83	3.06	2164.80	3.25	3.15	800	2000	102	255

12): راهکارهای بهینه‌سازی مصرف گاز در فرآیند تولید

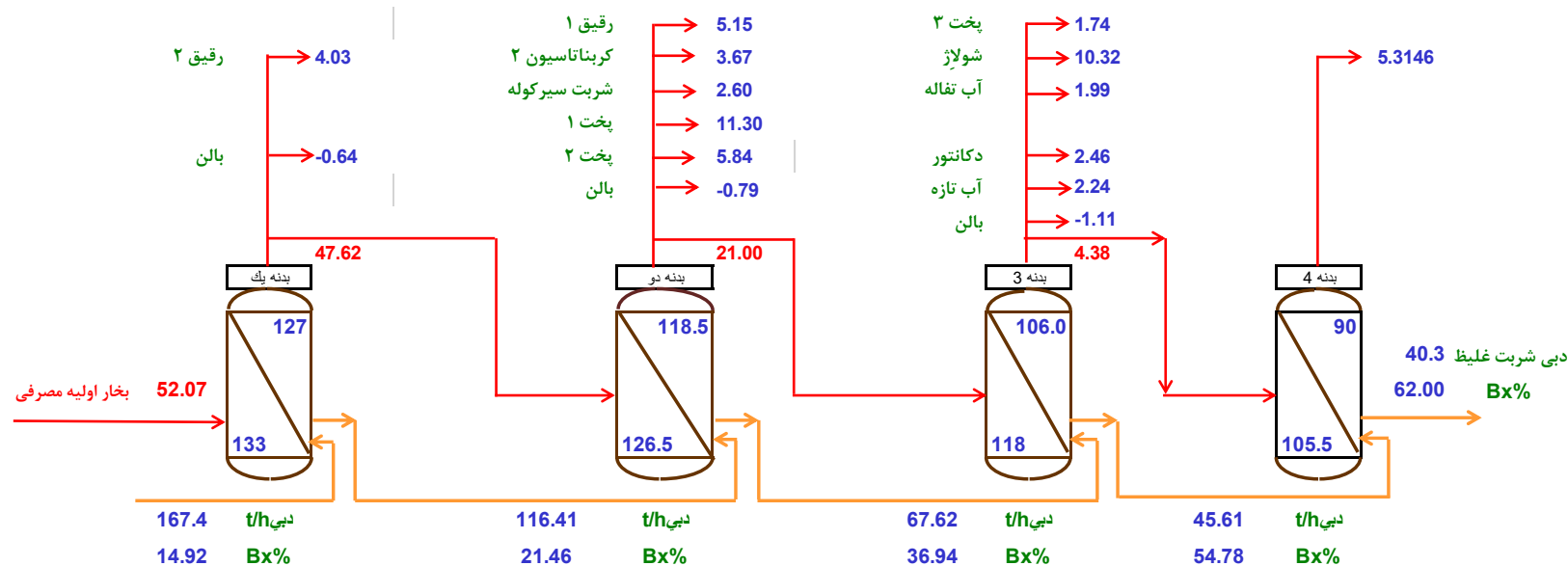
- افزایش دمای شربت رقیق.
- افزایش بریکس شربت رقیق.
- افزایش بریکس شربت غلیظ.
- برگشت سربخار بالن‌های آب‌کندانس به اواپراسیون.
- استفاده حداکثری از انرژی آب‌کندانس.
- الویت استفاده از سربخارات بدنه‌های آخر اواپراسیون.
- استفاده از انرژی‌های تلف شده (بخارات تلف شده و آب‌های داغ).

1-12): افزایش دمای شربت رقیق

با توجه به معادلات انرژی بالانس هر چقدر دمای شربت رقیق ورودی به بدنه اول بیشتر باشد بخار مصرفی در بدنه اول اواپراسیون کاهش می‌یابد. و حتی اگر دمای شربت رقیق ورودی به بدنه اول بیشتر از دمای بدنه باشد پدیده (Flash) تبخیر بر اثر کاهش فشار اتفاق افتاده و به محض ورود شربت به بدنه تبخیر صورت گرفته و در مصرف بخار صرفه جویی خواهد شد. مثال زیر این مسئله را ثابت می‌کند:

حالت 1: دمای شربت رقیق 125°C

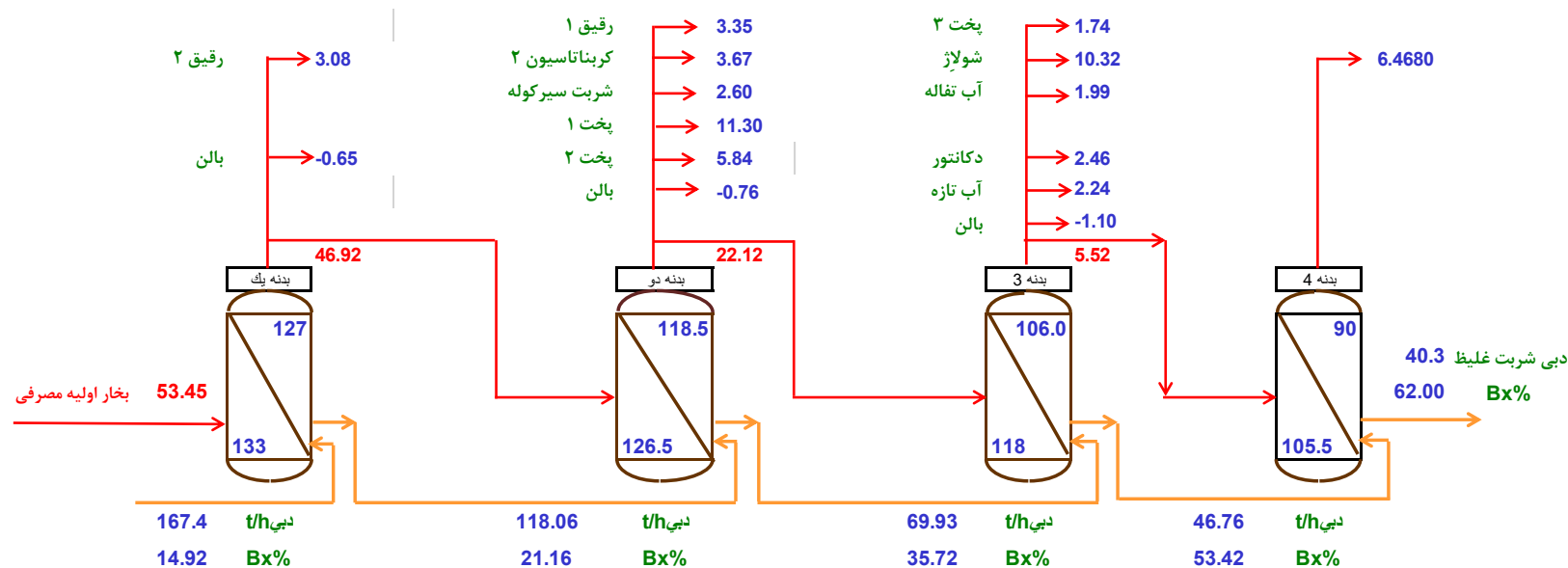
محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



سطح حرارتی محاسبه شده (فیلینگ فیلم) مورد نیاز	سطح حرارتی محاسبه شده (روبریت) مورد نیاز	Bx%	
m ²	m ²		
بدنه یک	21.46	2062	
بدنه دو	36.94	2827	
بدنه سه	54.78	1685	
بدنه چهار	62.00	549	
مجموع		7122	

حالت 2: دمای شربت رقیق 115°C

محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



سطح حرارتی محاسبه شده (فاینگ فیلم) مورد نیاز	سطح حرارتی محاسبه شده (روبرت) مورد نیاز	Bx%	
m ²	m ²		
بدنه یک	2082	21.16	
بدنه دو	2666	35.72	
بدنه سه	1697	53.42	
بدنه چهار	668	62.00	
مجموع	7113		

با توجه به محاسبات انرژی بالانس مقدار بخار مصرفی در دو حالت بشرح زیر است:

$$m_{\text{Steam}}: 52.07 \text{ ton/hr}$$

حالت اول دمای شربت رقیق 125 :

$$m_{\text{Steam}}: 53.45 \text{ ton/hr}$$

حالت دوم دمای شربت رقیق 115 :

کاهش مصرف بخار در دو حالت فوق:

$$m_{\text{Steam}} = 53.45 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} - 52.07 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} = 1.38 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}}$$

بر اساس محاسبات انجام شده مقدار گاز مورد نیاز برای تولید هر تن بخار حدود 90 m^3 می باشد لذا داریم:

$$\begin{aligned} V_{\text{Gas}} &= 1.38 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} \times 90 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{ton Steam}} = 124.2 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{hr}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{day}} \\ &= 2981 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}} \end{aligned}$$

با توجه به اینکه در حال حاضر قیمت گاز 1300 toman/m^3 است هزینه گاز صرفه جویی شده در روز بصورت زیر است:

$$2981 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}} \times 1300 \frac{\text{toman}}{\text{m}^3 \text{ Gas}} = 3,875,300 \frac{\text{toman}}{\text{day}}$$

هزینه گاز صرفه جویی شده برای یک دوره بهره برداری 100 روزه:

$$3,875,300 \frac{\text{toman}}{\text{day}} \times 100 \text{ day} = 387,530,000 \text{ toman}$$

بمنظور تثبیت درجه حرارت شربت رقیق باید موارد زیر را کنترل نمود:

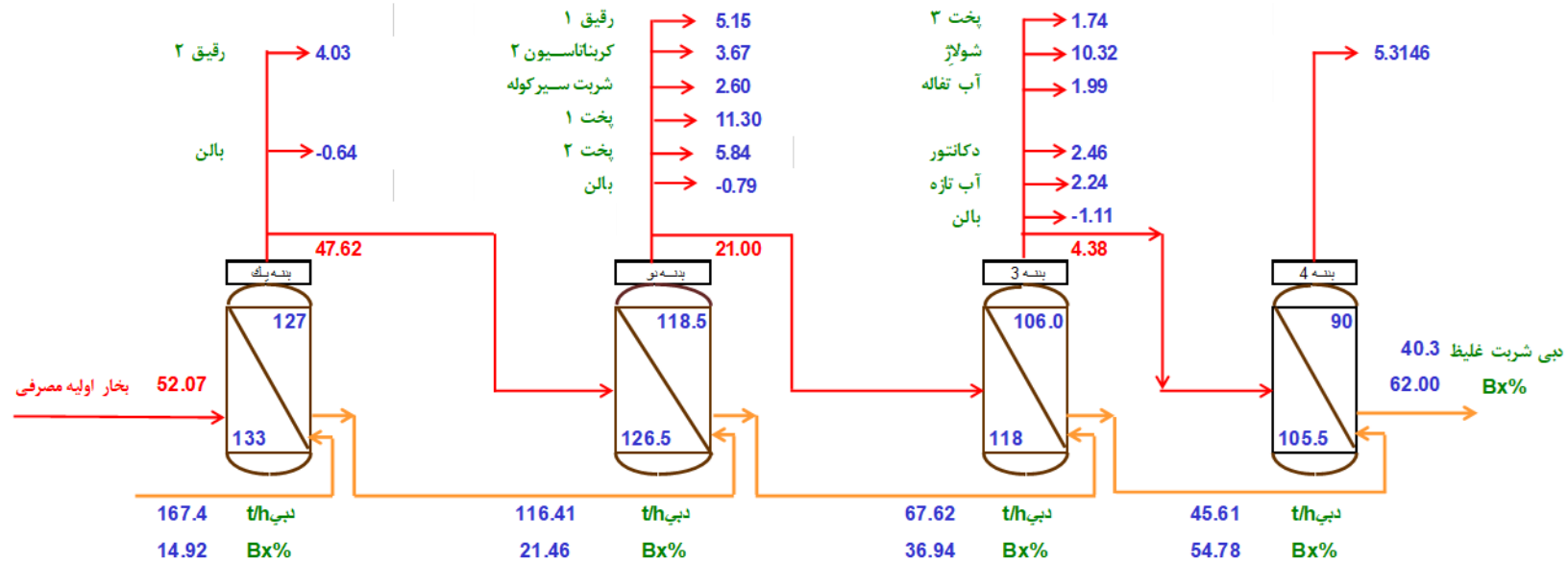
- کنترل درجه حرارت شربت در بخش های مختلف
- ایزولاسیون کامل لوله ها، مبدل های حرارتی و مخازن

2-12): افزایش بریکس شربت رقیق

با توجه به معادلات موازنه مواد و موازنه انرژی هر چقدر بریکس شربت رقیق ورودی به بدنه اول بیشتر باشد بخار مصرفی در بدنه اول اواپراسیون کاهش می یابد.
در مثال زیر این مسئله ثابت شده است.

حالت 1: بریکس شربت رقیق: 14.92%

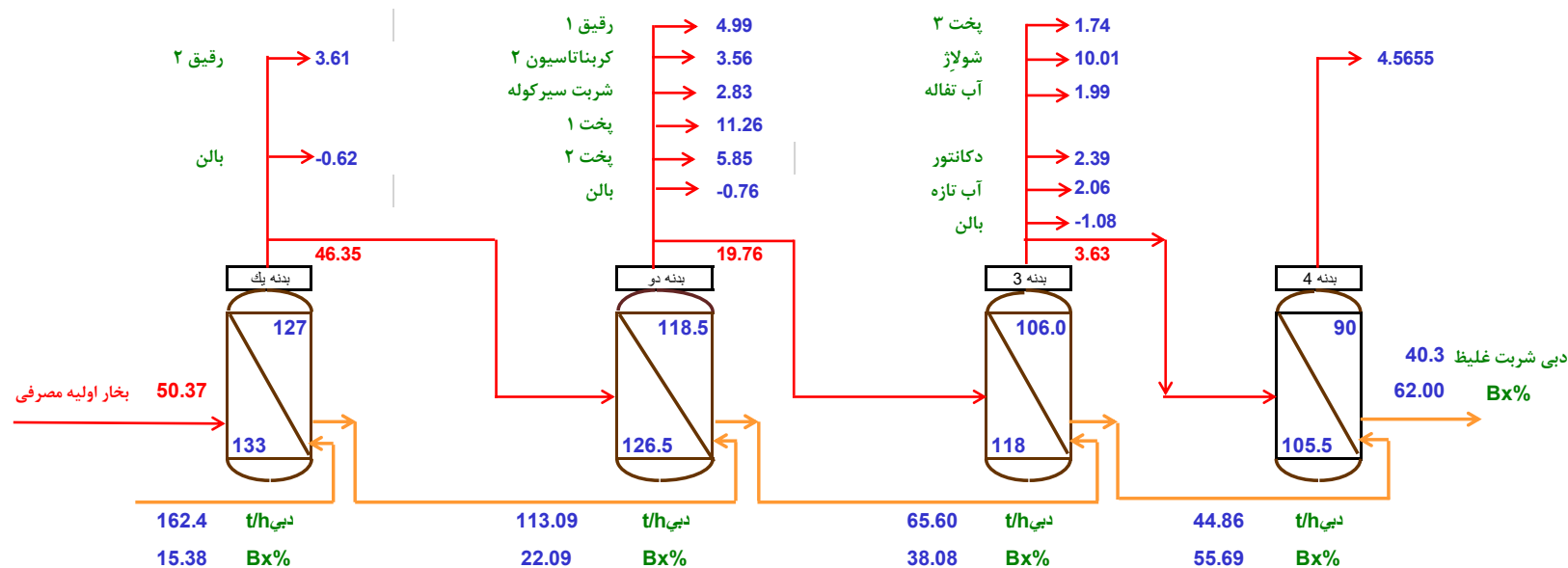
محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



	Bx%	سطح حرارتی محاسبه شده (روبریت) مورد نیاز m ²	سطح حرارتی محاسبه شده (فلک فیلم) مورد نیاز m ²
بنده یک	21.46	2062	
بنده دو	36.94	2827	
بنده سه	54.78	1685	
بنده چهار	62.00	549	
مجموع		7122	

حالت 2: بریکس شربت رقیق: 15.38%

محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



	Bx%	سطح حرارتی محاسبه شده (روبرت) مورد نیاز m ²	سطح حرارتی محاسبه شده (فالینگ فیلم) مورد نیاز m ²
بدنه یک	22.09	2062	
بدنه دو	38.08	2866	
بدنه سه	55.69	1634	
بدنه چهار	62.00	471	
مجموع		7033	

با توجه به معادلات موازنه مواد و موازنه انرژی مقدار بخار مصرفی در دو حالت بشرح زیر است:

$$m_{\text{Steam}}: 52.07 \text{ ton/hr}$$

حالت اول بریکس شربت رقیق 14.92 % :

$$m_{\text{Steam}}: 50.37 \text{ ton/hr}$$

حالت دوم بریکس شربت رقیق 15.38 % :

کاهش مصرف بخار در دو حالت فوق:

$$m_{\text{Steam}} = 52.07 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} - 50.37 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} = 1.7 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}}$$

بر اساس محاسبات انجام شده مقدار گاز مورد نیاز برای تولید هر تن بخار حدود 90 m^3 می باشد لذا داریم:

$$\begin{aligned} V_{\text{Gas}} &= 1.7 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} \times 90 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{ton Steam}} = 153 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{hr}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{day}} \\ &= 3672 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}} \end{aligned}$$

با توجه به اینکه در حال حاضر قیمت گاز 1300 toman/m^3 است هزینه گاز صرفه جویی شده در روز بصورت زیر است:

$$3672 \frac{m^3 Gas}{day} \times 1300 \frac{toman}{m^3 Gas} = 4,773,600 \frac{toman}{day}$$

هزینه گاز صرفه جویی شده برای یک دوره بهره برداری 100 روزه:

$$4,773,600 \frac{toman}{day} \times 100 day = 477,360,000 \text{ toman}$$

بمنظور افزایش بریکس شربت رقیق باید موارد زیر را کنترل نمود:

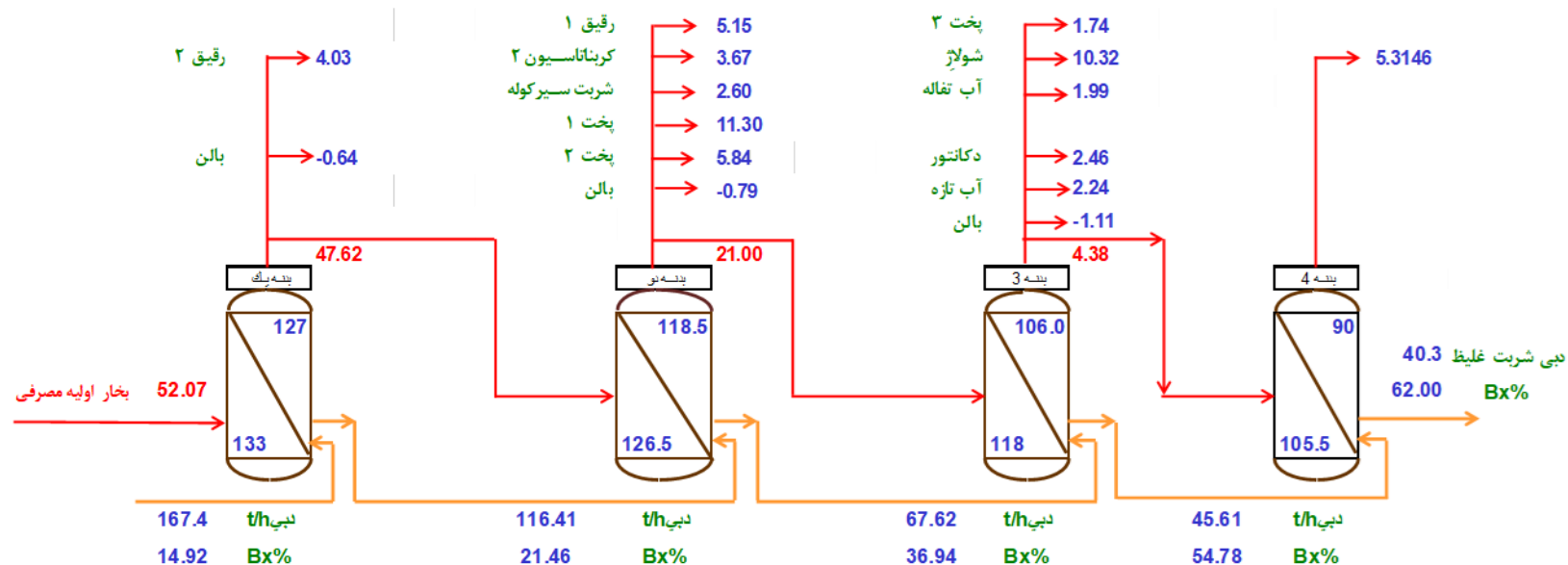
- کنترل کشش دیفوزیون یا به عبارتی بریکس شربت خام
- کنترل بومه شیرآهک
- کنترل آب شستشوی گل در فیلترها
- کنترل زیرآب های ورودی به پرشولاژ
- کنترل آب های احتمالی ورودی به شربت
- کنترل آب همراه با گاز CO₂ با زیرآب زنی مرتب آبگیرها

3-12): افزایش بریکس شربت غلیظ

با توجه به معادلات موازنه مواد و موازنه انرژی هر چقدر بریکس شربت غلیظ افزایش یابد، بخار مصرفی در بدنه اول اواپراسیون کاهش می یابد. زیرا مقدار زیادی در مصرف بخار در پخت 1 صرفه جویی خواهد شد و در نتیجه مقدار بخار مصرفی در بدنه اول اواپراسیون کاهش خواهد یافت. در مثال زیر این مسئله ثابت شده است.

حالت 1: بریکس شربت غلیظ 62%

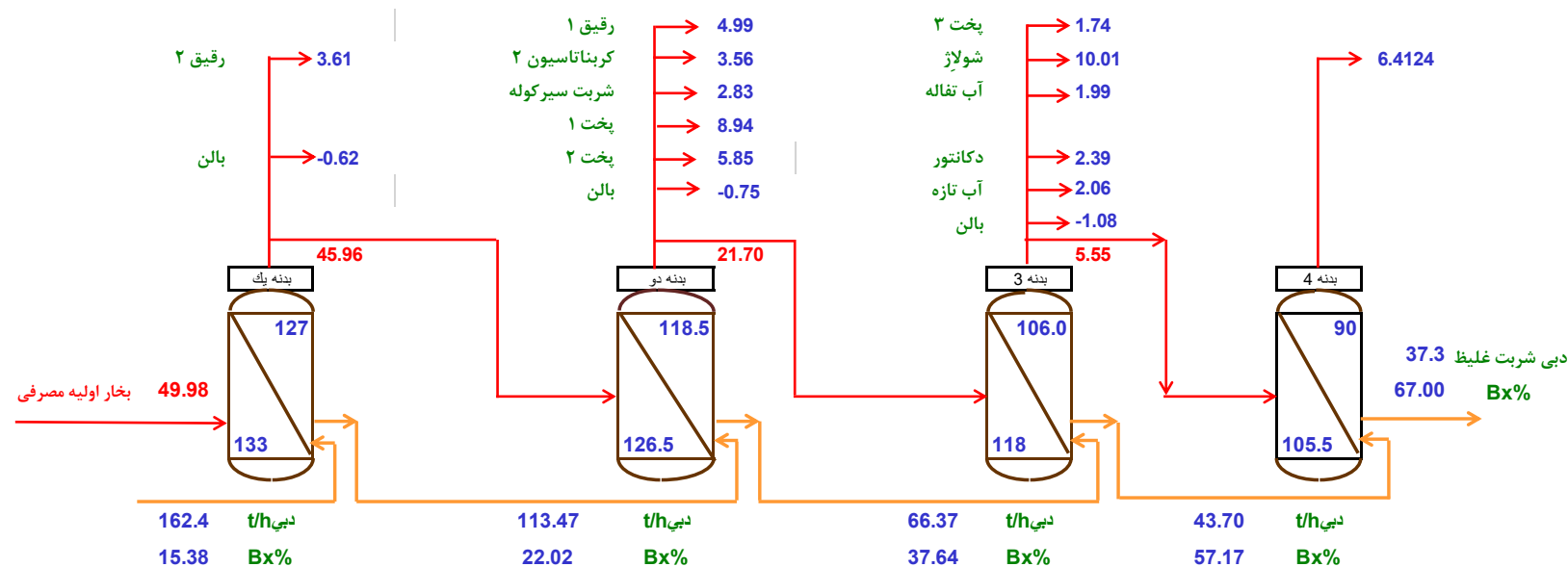
محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



	Bx%	سطح حرارتی محاسبه شده (تولید فیلم) مورد نیاز	سطح حرارتی محاسبه شده (تولید فیلم) مورد نیاز
		m ²	m ²
بنده یک	21.46	2062	
بنده دو	36.94	2827	
بنده سه	54.78	1685	
بنده چهار	62.00	549	
مجموع		7122	

حالت 2: بریکس شربت غلیظ 67%

محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



	Bx%	سطح حرارتی محاسبه شده (روبریت) مورد نیاز m ²	سطح حرارتی محاسبه شده (فالینگ فیلم) مورد نیاز m ²
بدنه یک	22.02	2038	
بدنه دو	37.64	2798	
بدنه سه	57.17	1888	
بدنه چهار	67.00	787	
مجموع		7511	

با توجه به محاسبات انرژی بالانس مقدار بخار مصرفی در دو حالت بشرح زیر است:

$$m_{\text{Steam}}: 52.07 \text{ ton Steam/hr}$$

حالت اول بریکس شربت غلیظ 62٪:

$$m_{\text{Steam}}: 49.98 \text{ ton Steam/hr}$$

حالت دوم بریکس شربت غلیظ 67٪:

کاهش مصرف بخار در دو حالت فوق:

$$m_{\text{Steam}} = 52.07 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} - 49.98 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} = 2.09 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}}$$

بر اساس محاسبات انجام شده مقدار گاز مورد نیاز برای تولید هر تن بخار حدود 90 m^3 می باشد لذا داریم:

$$\begin{aligned} V_{\text{Gas}} &= 2.09 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} \times 90 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{ton Steam}} = 188.1 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{hr}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{day}} \\ &= 4514 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}} \end{aligned}$$

با توجه به اینکه در حال حاضر قیمت گاز 1300 toman/m^3 است لذا داریم:

$$4514 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}} \times 1300 \frac{\text{toman}}{\text{m}^3 \text{ Gas}} = 5,868,200 \frac{\text{toman}}{\text{day}}$$

هزینه گاز صرفه جویی شده برای یک دوره بهره برداری 100 روزه:

$$5,868,200 \frac{\text{toman}}{\text{day}} \times 100 \text{ day} = 586,820,000 \text{ toman}$$

بمنظور افزایش بریکس شربت غلیظ باید موارد زیر را کنترل نمود:

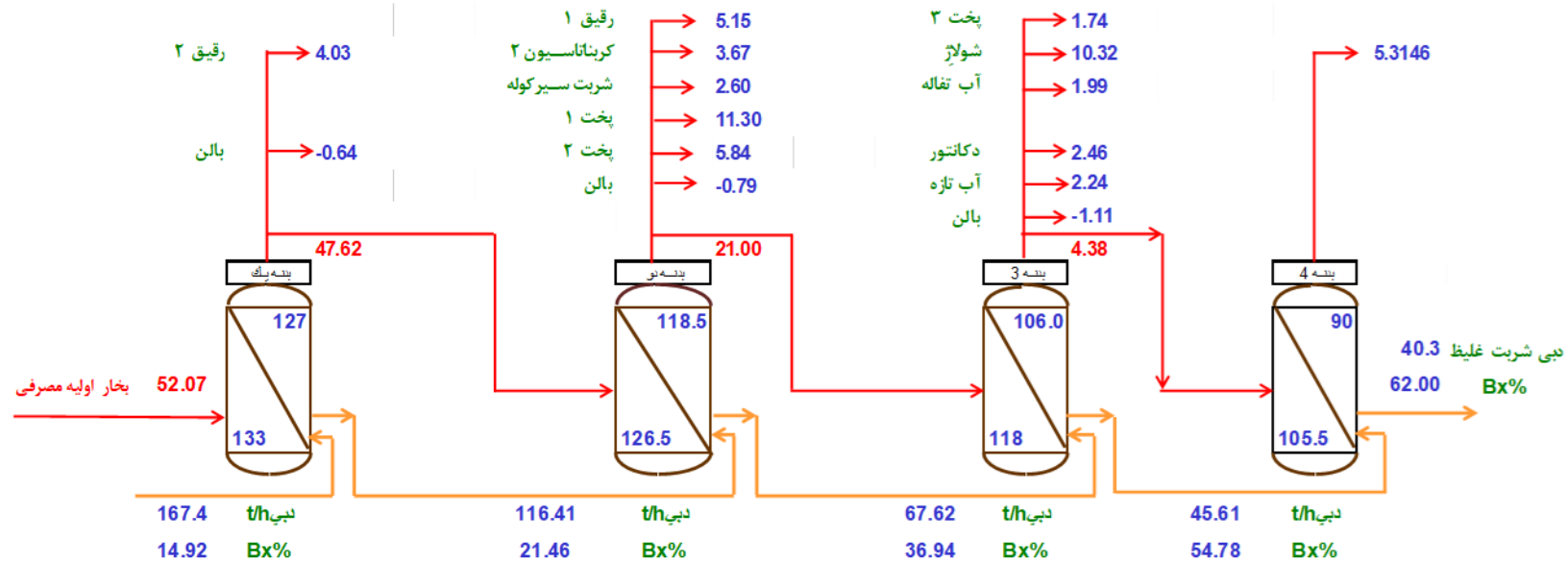
- کنترل بریکس شربت رقیق
- کنترل بدنه های اواپراسیون
- برقراری بالانس انرژی اواپراسیون

4-12): برگشت سربخار بالن ها به سیستم اواپراسیون

با برگشت سربخارات ایجاد شده در بالن ها مقدار زیادی در بخار مصرفی در اواپراسیون صرفه جویی خواهد شد. در مثال زیر این مسئله ثابت شده است.

حالت 1: سربخارات بالن‌ها برگشت داده می‌شود.

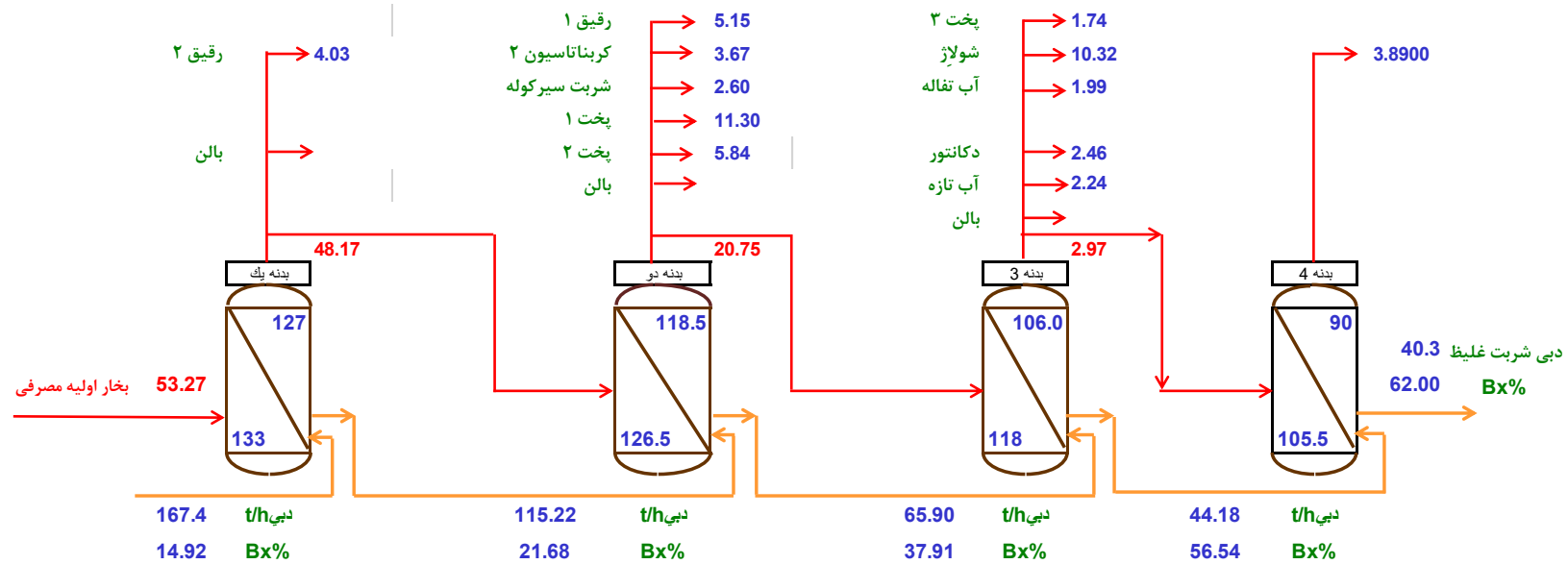
محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



	Bx%	سطح حرارتی محاسبه شده (فیلگ فیلر) مورد نیاز	سطح حرارتی محاسبه شده (روبریت) مورد نیاز
		m ²	m ²
بند یک	21.46	2062	
بند دو	36.94	2827	
بند سه	54.78	1685	
بند چهار	62.00	549	
مجموع		7122	

حالت 2: سربخارات بالن‌ها برگشت داده نمی‌شود.

محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



سطح حرارتی محاسبه شده (فیلینگ فیلم) مورد نیاز	سطح حرارتی محاسبه شده (روبیرت) مورد نیاز	Bx%	
m ²	m ²		
بدنه یک	2134	21.68	
بدنه دو	2960	37.91	
بدنه سه	1766	56.54	
بدنه چهار	402	62.00	
مجموع	7262		

با توجه به محاسبات انرژی بالانس مقدار بخار مصرفی در دو حالت بشرح زیر است:

حالت اول سربخار بالن برگشت داده می شود. $m_{\text{Steam}}: 52.07 \text{ ton/hr}$

حالت دوم سربخار بالن برگشت داده نمی شود. $m_{\text{Steam}}: 53.27 \text{ ton/hr}$

کاهش مصرف بخار در دو حالت فوق:

$$m_{\text{Steam}} = 53.27 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} - 52.07 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} = 1.2 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}}$$

بر اساس محاسبات انجام شده مقدار گاز مورد نیاز برای تولید هر تن بخار حدود 90 m^3 می باشد لذا داریم:

$$\begin{aligned} V_{\text{Gas}} &= 1.2 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} \times 90 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{ton Steam}} = 108 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{hr}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{day}} \\ &= 2,592 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}} \end{aligned}$$

با توجه به اینکه در حال حاضر قیمت گاز 1300 toman/m^3 است لذا داریم:

$$2,592 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}} \times 1300 \frac{\text{toman}}{\text{m}^3 \text{ Gas}} = 3,369,600 \frac{\text{toman}}{\text{day}}$$

هزینه گاز صرفه‌جویی شده برای یک دوره بهره‌برداری 100 روزه:

$$3,369,600 \frac{\text{toman}}{\text{day}} \times 100 \text{ day} = 336,960,000 \text{ toman}$$

بمنظور برگشت سربخار بالن‌ها به پشت بدنه‌های اواپراسیون باید اقدامات زیر را انجام داد:

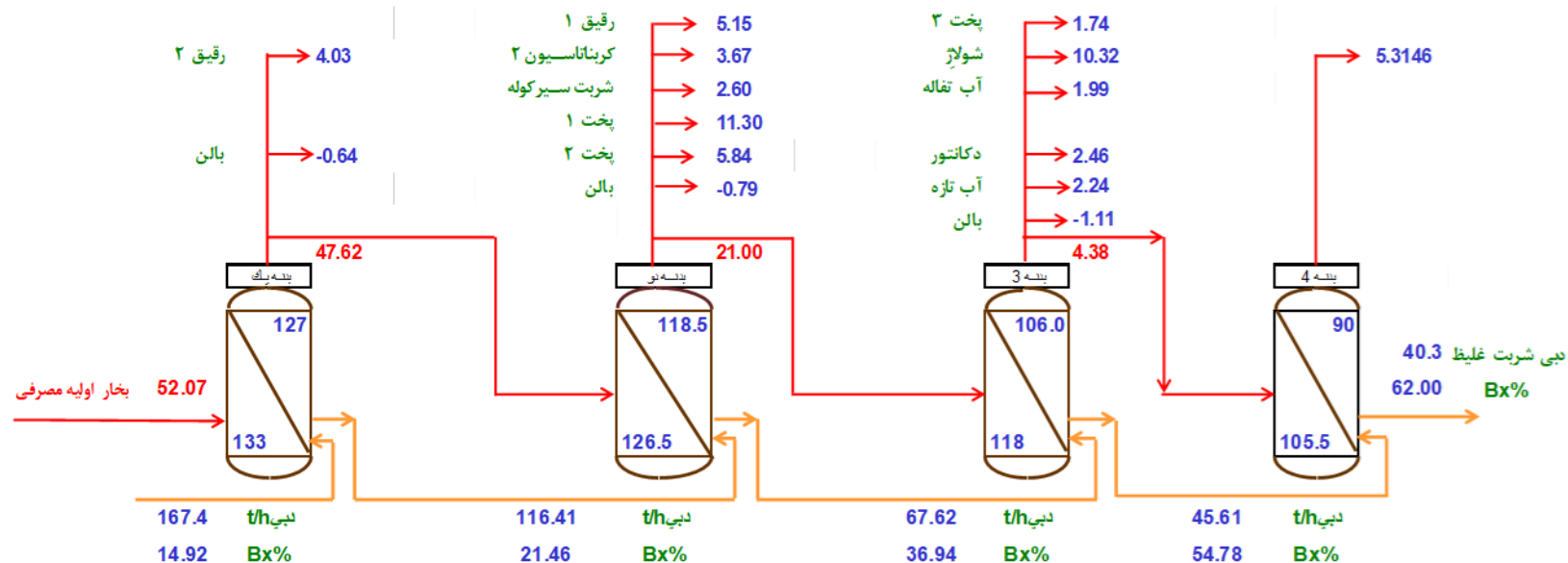
- کنترل مسیرهای لوله‌کشی سربخار بالن‌ها
- کنترل آب‌کندانس ورودی به بالن‌ها
- کنترل سطح آب‌کندانس در بالن‌ها
- اطمینان از عملکرد صحیح تله بخارها

5-12): استفاده هر چه بیشتر از سربخارات بدنه‌های آخر اواپراسیون

بر اساس محاسبات انرژی بالانس ثابت شده است که هر چه از سربخارات بدنه‌های آخر استفاده شود مقدار بخار مصرفی در بدنه اول کمتر خواهد شد. در مثال زیر این مسئله ثابت شده است.

حالت 1: پخت 1 و 2 از سربخار 2 و پخت 3 از سربخار 3

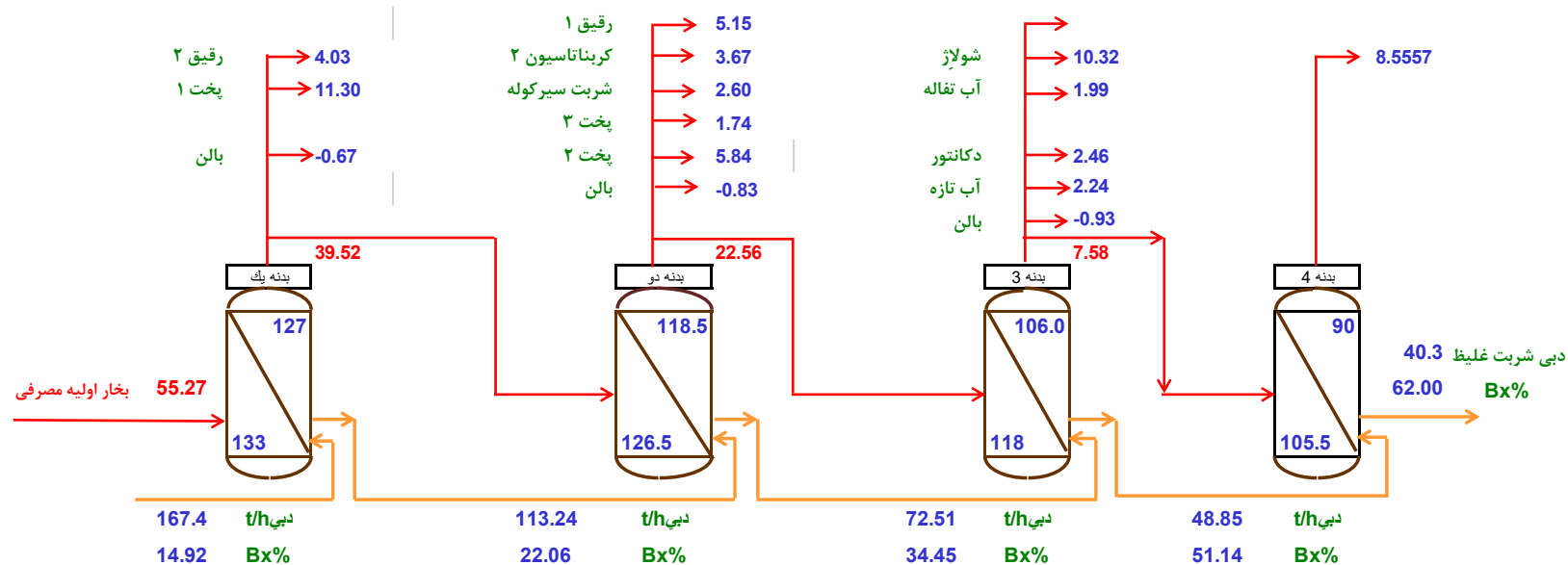
محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



	Bx%	سطح حرارتی محاسبه شده (فیلگ فیلر) مورد نیاز	سطح حرارتی محاسبه شده (روبریت) مورد نیاز
		m ²	m ²
بنده یک	21.46	2062	
بنده دو	36.94	2827	
بنده سه	54.78	1685	
بنده چهار	62.00	549	
مجموع		7122	

حالت 2: پخت 1 از سربخار 1 و پخت 2 و 3 از سربخار 2

محاسبه سطوح حرارتی و توزیع بهینه سربخارات اوپراسیون (ظرفیت مصرف چغندر ۳۰۰۰ تن در روز)



	Bx%	سطح حرارتی محاسبه شده (فیلینگ فیلم) مورد نیاز m ²	سطح حرارتی محاسبه شده (روبیرت) مورد نیاز m ²
بدنه یک	22.06	2259	
بدنه دو	34.45	2144	
بدنه سه	51.14	1607	
بدنه چهار	62.00	883	
مجموع		6893	

با توجه به محاسبات انرژی بالانس مقدار بخار مصرفی در دو حالت بشرح زیر است:

حالت اول پخت 1 و 2 از سربخار 2 و پخت 3 از سربخار 3: $m_{\text{Steam}}: 52.07 \text{ ton/hr}$

حالت دوم پخت 1 از سربخار 1 و پخت 2 و 3 از سربخار 2: $m_{\text{Steam}}: 55.27 \text{ ton/hr}$

کاهش مصرف بخار در دو حالت فوق:

$$m_{\text{Steam}} = 55.27 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} - 52.07 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} = 3.2 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}}$$

بر اساس محاسبات انجام شده مقدار گاز مورد نیاز برای تولید هر تن بخار حدود 90 m^3 می باشد لذا داریم:

$$\begin{aligned} V_{\text{Gas}} &= 3.2 \frac{\text{ton Steam}}{\text{hr}} \times 90 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{ton Steam}} = 288 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{hr}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{day}} \\ &= 6,912 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}} \end{aligned}$$

با توجه به اینکه در حال حاضر قیمت گاز 1300 toman/m^3 است لذا داریم:

$$6,912 \frac{\text{m}^3 \text{ Gas}}{\text{day}} \times 1300 \frac{\text{toman}}{\text{m}^3 \text{ Gas}} = 8,985,600 \frac{\text{toman}}{\text{day}}$$

هزینه گاز صرفه جویی شده برای یک دوره بهره برداری 100 روزه:

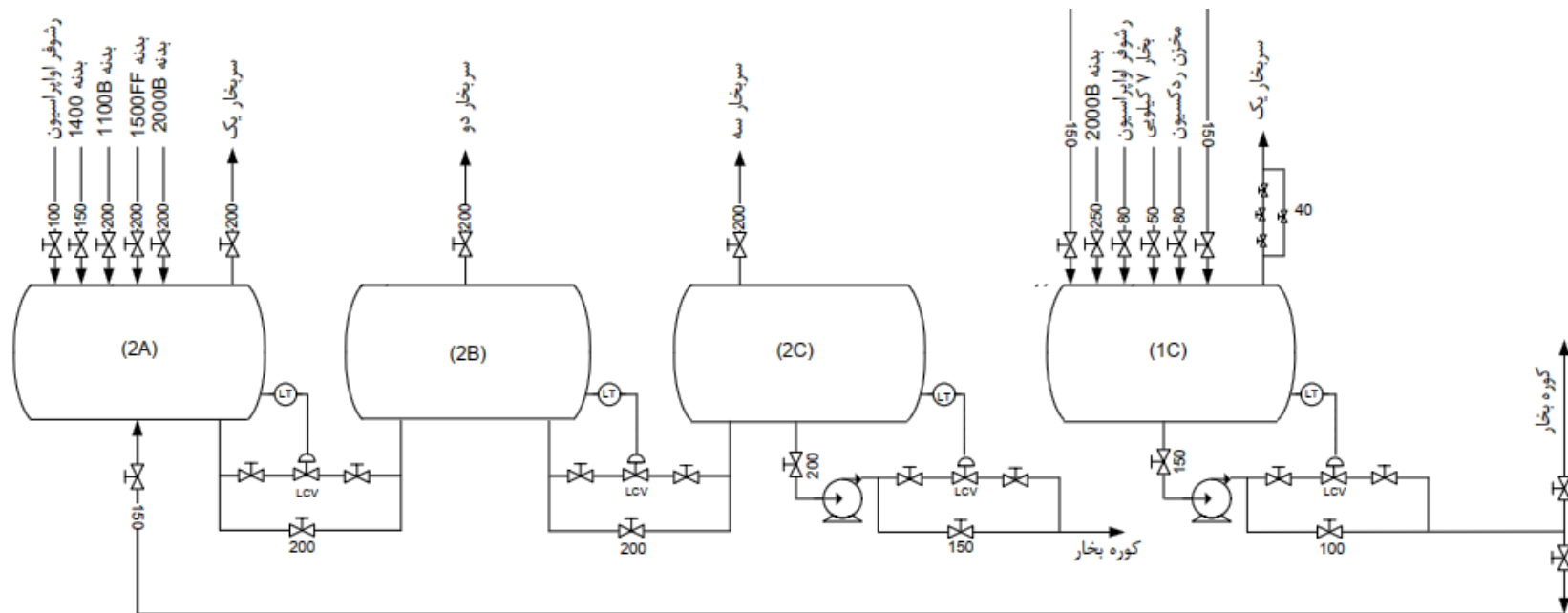
$$8,985,600 \frac{\text{toman}}{\text{day}} \times 100 \text{ day} = 898,560,000 \text{ toman}$$

بمنظور استفاده از سربخارات بدنه های آخر باید چه اقداماتی انجام داد:

- انجام محاسبات انرژی بالانس اواپراسیون برای وضعیت موجود

6-12): استفاده حداکثری از انرژی آب کندانس

آب کندانس تخلیه شده از بدنه اول اواپراسیون به دلیل دما و فشار بالا به محض ورود به بالن 1 فلش شده و مقداری سربخار در بالن تولید می شود اگر این آب مستقیماً از بالن 1 به مخزن اشبایزه کوره بخار برود در آنجا در اثر تماس با هوای اتمسفر مقدار زیادی فلش شده علاوه بر اتلافات حرارتی از حجم آن هم کم شده لذا بهتر است که در بالن ها انرژی این آب گرفته شود و سپس به مخزن اشبایزه منتقل شود بنابراین آب کندانس از بالن 1 به بالن 2 که فشار کمتری دارد جریان پیدا کرده و از بالن 2 به بالن 3 منتقل شده و باز در آنجا مقداری فاش شده و حرارت آن کم شده و آماده برای پمپاژ به مخزن اشبایزه می شود.



7-12): استفاده از انرژیهای تلف شده

انرژیهای تلف شده در فرآیند تولید به ترتیب عبارتند از:

- سربخار و کیوم پن ها (آپارات های پخت)
- سربخار بدنه آخر اواپراسیون
- حرارت آب کندانس بدنه های اواپراسیون (بالن های آب کندانس).
- حرارت آب کندانسور بارومتريک.
- بخارات متصاعد شده از بالای بدنه های کربناتاسیون.

با توجه به دمای پایین موارد فوق، فقط می توان از آنها برای گرم کردن شربت، آب و هوا تا دمای حداکثر 70°C استفاده نمود. برای گرم کردن شربت به دماهای بالاتر باید از سربخارات اواپراسیون استفاده نمود. بمنظور استفاده حداکثری از انرژی های فوق بهتراست از مبدل های حرارتی صفحه ای به جای لوله ای استفاده نمود زیرا آنها با ΔT پایینی کار می کنند.

اختلاف درجه حرارت سیال گرم کننده و دمای سیال خروجی در مبدل های صفحه ای $\Delta T: (2-4)^{\circ}\text{C}$

اختلاف درجه حرارت سیال گرم کننده و دمای سیال خروجی در مبدل های لوله ای $\Delta T: (9-11)^{\circ}\text{C}$

نکته: در مبدل‌های حرارتی هر چه از بخار با دمای پایین‌تری استفاده شود، مقدار مصرف بخار کمتر از حالتی که از بخار با دمای بالاتر استفاده شود لذا جهت صرفه جویی در مصرف بخار بهتر است از بخارات با درجه حرارت پایین‌تر استفاده شود. دلیل این امر افزایش اختلاف انتالپی بخار اشباع و مایع اشباع است.

دلیل این مسئله افزایش مقدار گرمای نهان تبخیر یا معیان $(h''-h'=r)$ بخار با کاهش دمای بخار است و برعکس، هر چقدر دمای بخار افزایش یابد مقدار گرمای نهان تبخیر و یا معیان (r) کمتر خواهد شد. بنابراین با استفاده از سربخارات با دمای کمتر هم از اتلافات گرمایی جلوگیری خواهد شد و هم مقدار مصرف بخار کمتر خواهد شد.

Wasserdampf tabel / Steam Table

1 – 60 bar

p bar	t °C	v" m ³ /kg	h" kJ/kg	r kJ/kg
1,0	99,6	1,6940	2675	2258
1,1	102,3	1,5490	2680	2251
1,2	104,8	1,4280	2683	2244
1,3	107,1	1,3250	2687	2238
1,4	109,3	1,2360	2690	2232
1,5	111,4	1,1590	2693	2226
1,6	113,3	1,0910	2696	2221
1,7	115,2	1,0310	2699	2216
1,8	116,9	0,9772	2702	2211
1,9	118,6	0,9290	2704	2206
2,0	120,2	0,8854	2706	2202
2,1	121,8	0,8459	2709	2197
2,2	123,3	0,8098	2711	2193
2,3	124,7	0,7768	2713	2189
2,4	126,1	0,7465	2715	2185
2,5	127,4	0,7184	2716	2181
2,6	128,7	0,6925	2718	2177
2,7	130,0	0,6684	2720	2174
2,8	131,2	0,6460	2722	2170
2,9	132,4	0,6251	2723	2167
3,0	133,5	0,6056	2725	2163
3,2	135,8	0,5700	2728	2157
3,4	137,9	0,5385	2730	2150
3,6	139,9	0,5103	2733	2144
3,8	141,8	0,4851	2735	2139

p bar	t °C	v" m ³ /kg	h" kJ/kg	r kJ/kg
4,0	143,6	0,4622	2738	2133
4,2	145,4	0,4415	2740	2128
4,4	147,1	0,4226	2742	2122
4,6	148,7	0,4053	2744	2117
4,8	150,3	0,3894	2746	2112
5,0	151,8	0,3747	2748	2107
5,5	155,5	0,3425	2752	2096
6,0	158,8	0,3155	2756	2085
6,5	162,0	0,2925	2759	2075
7,0	165,0	0,2727	2762	2065
7,5	167,8	0,2555	2765	2056
8,0	170,4	0,2403	2768	2047
8,5	172,9	0,2268	2770	2038
9,0	175,4	0,2148	2772	2030
9,5	177,7	0,2040	2774	2021
10	179,9	0,1943	2776	2014
15	198,3	0,1317	2790	1945
20	212,4	0,0995	2797	1889
25	223,9	0,0799	2801	1839
30	233,8	0,0666	2802	1794
35	242,5	0,0570	2802	1752
40	250,3	0,0498	2800	1713
45	257,4	0,0440	2798	1676
50	263,9	0,0394	2794	1640
60	275,6	0,0324	2785	1571

Umrechnung von Druck- und Wärmeeinheiten / Conversion of Pressure- and Thermal units

1 bar = 100000 Pa	1Pa = 1N/m ²
1 mbar = 0,75 Torr	1Torr = 1,333 mbar
1 bar = 1,02 at	1at = 0,981 bar
1 bar = 14,504 psi	1psi = 68,947 mbar

1 W = 0,8598 kcal/h	1 kcal = 4,1868 kJ
1 kcal/m ² h°C = 1,163 W/m ² K	1 kcal/h = 1,163 J/s
1 W/m ² K = 0,860 kcal/m ² h°C	1 kJ = 0,2388 kcal

2.2): استفاده از مبدل‌های صفحه‌ای به جای لوله‌ای

- با اختلاف درجه حرارت کمی کار میکنند.

$t_{\text{Steam}} - t_{\text{S,E}} = 3^{\circ}\text{C}$	در مبدل صفحه‌ای
$t_{\text{Steam}} - t_{\text{S,E}} = 10^{\circ}\text{C}$	در مبدل لوله‌ای

ضریب انتقال حرارت بالایی دارند.

$K_{\text{Wert}}: (800-1000) \text{ W/m}^2\text{K}$	در مبدل صفحه‌ای
$K_{\text{Wert}}: (400-600) \text{ W/m}^2\text{K}$	در مبدل لوله‌ای

- بدلیل شکل صفحات رسوب‌زدایی راحت‌تری دارند.
- ساختمان ساده‌تری دارند.
- سطح حرارتی بالایی نسبت به مبدل‌های لوله‌ای در فضای یکسان دارند.
- سطح حرارتی آنها به سهولت قابل تغییر است.
- سازه نصب ساده و کم هزینه‌ای دارند.
- راندمان بالاتری دارند.
- صفحات آن براحتی قابل تعویض است.